

**Universidad Nacional Autónoma de México**

**FACULTAD DE QUIMICA**



**SIMULACION DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO  
DE AGUA AMARGA**

159

**T E S I S**  
**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE**  
**INGENIERO QUIMICO**  
**P R E S E N T A**

**VICTOR MANUEL FLORES ZAVALA TORRES TORUA**

**1976**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

CLAS Tesis  
ADQ 1776  
FECHA 1/7  
PROC 160



PAGINA 2

PRESIDENTE    PROF. RUDI-PRIMO STIVALET CORRAL  
VOCAL                "    ROBERTO ANDRADE CRUZ  
SECRETARIO        "    ANTONIO FRIAS MENDOZA  
1er. SUPLENTE    "    CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO  
2°. SUPLENTE     "    GUILLERMO ALCAYDE LACORTE

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA  
FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.

NOMBRE DEL SUSTENTANTE  
*Victor Flores Zavel*  
VICTOR MANUEL FLORES ZAVALA TORRES TORIJA

DIRECTOR DE TESIS  
ANTONIO FRIAS MENDOZA  
*Antonio*

INDICE

INTRODUCCION

CAPITULO 1°: GENERALIDADES

CAPITULO 2°: MODELO MATEMATICO

CAPITULO 3°: RESULTADOS

BIBLIOGRAFIA

APENDICE

I N T R O D U C C I O N .

En la refinación del petróleo, prácticamente todos los compuestos nitrogenados y sulfurados se destruyen durante la desulfurización de residuos, desnitrificación, procesos de tratamiento de gas y aceite, e hidrotratamientos. Como resultado, en las aguas de desecho o aguas efluentes, se encuentran cantidades significativas de sulfuro de hidrógeno y amoníaco, requiriendo el tratamiento de estas corrientes para eliminar estos posibles contaminantes atmosféricos, siendo quizás el "agotamiento" con vapor de las aguas amargas el proceso más comunmente usado.

El agotamiento con vapor es uno de los medios que se han empleado en muchas refinerías para reducir el nivel de los contaminantes en los condensados amargos y permitir el uso posterior de estas corrientes, o para poder descargarlas en los drenajes públicos. Esto ha venido a ser de importancia dentro de los medios para combatir la contaminación en las refinerías, debido a que las leyes de control de contaminación de aguas se han vuelto más estrictas,

Hay dos tipos básicos de agotadores de agua amarga: con reflujo o sin reflujo. El funcionamiento del sistema es el siguiente: el agua amarga se alimenta al domo de la torre después de un precalentamiento. Se introduce vapor por el fondo de la torre, debajo de los platos o del empaque. Por el domo de la torre sale gas amargo que contiene vapor y los contaminantes y

es parcialmente condensado. Este condensado por lo general se recolecta y se combina con la alimentación. El vapor se envía a un incinerador o a un horno. El agua "agotada" se saca por los fondos de la torre. En un agotador sin reflujo no existe el sistema de condensación del domo y el vapor se envía directamente al incinerador o al horno.

Para el diseño de este equipo, sólo existe un método de cálculo conocido en la literatura abierta. Este es el método de Beychok. A pesar de todas las simplificaciones introducidas por el uso de gráficas, el método es muy largo y tedioso. Algunas de las dificultades que presenta son:

a) El uso de métodos de cálculo de prueba y error, lo cual consume considerable tiempo en cada cálculo de plato. Aunque proporciona ecuaciones simplificadas para evitar esta secuencia de cálculo, éstas son demasiado complicadas como para resolverlas sin el uso de la computadora.

b) No toma en cuenta la corriente de vapor de calentamiento, lo cual da origen a resultados inexactos.

c) Las gráficas proporcionadas por Beychok cubren un rango muy estrecho y discontinuo de temperaturas, por lo cual o es necesario interpolar, o se trabaja con alguna de estas cartas obteniéndose resultados incorrectos.

d) No hay uniformidad en las unidades. Para calcular algunos parámetros es necesario trabajar con grados centígrados y para calcular otros con grados Fahrenheit, lo cual puede dar origen

a error si no se tiene en cuenta este cambio.

e) El agua condensada en cada plato es una suposición arbitraria, ya que no se toma en cuenta el vapor de calentamiento.

El disponer de un programa de computadora para el diseño y simulación de este sistema presenta las siguientes ventajas: la rapidez de cálculo; la posibilidad de poder optimizar el sistema, lo cual repercutirá en un efluente de mayor calidad que es el principal objetivo del sistema, en un costo menor de operación el cual está representado en su mayor parte tanto por el vapor de agotamiento, como por el vapor de calentamiento; la información completa del sistema al cambiar alguna de las variables de operación, con lo cual se pueden analizar todas las ventajas de este cambio, lo cual permite elaborar al ingeniero de proyectos una filosofía de operación adecuada.

El objetivo de esta tesis es el de elaborar un programa de computadora que permita el diseño y simulación de una torre agotadora de agua amarga. Las ventajas de este programa son:

a) Elimina la secuencia de cálculo de prueba y error por innecesaria. Se utilizan ecuaciones de aproximación que dan una exactitud del 1.63 a 0% para la presión parcial, siendo el promedio 0.68%; y del -11.3 al 0.006%, para las concentraciones, siendo el promedio -4.62%. Todo esto se reduce en un ahorro de tiempo de computadora.



b) Se toma en consideración para cada plato y en toda la torre, la corriente de vapor de calentamiento y la cantidad de éste que condensa en cada plato, dando entonces resultados -- más confiables.

c) Se presenta el análisis de toda la torre, plato por plato, mostrando todas las corrientes, tanto líquidas como gaseosas, que entran y salen del plato, con sus respectivas concentraciones de amoníaco y sulfuro de hidrógeno, indicando en la fase gaseosa la cantidad correspondiente al vapor de calentamiento y al vapor de agotamiento.

d) Se indica el pH de las corrientes líquidas a lo largo de toda la torre, lo cual puede servir como guía si se desea -- agregar solución cáustica con objeto de mejorar el agotamiento de amoníaco.

e) Con la variación de un solo índice en la tarjeta de lectura de datos, se puede tener la alternativa de torre agotado -- ra con reflujo.

f) En caso de no tener datos de la cantidad de vapor -- de agotamiento necesaria, se proporciona una subrutina, que basa -- da en datos de operación la calcula, pudiéndose utilizar este da -- to como primera aproximación y efectuar posteriormente la optimi -- zación de esta variable.

Los temas que se tratan en esta tesis son los siguientes:

En el primer capítulo, de Generalidades, se comentan -- los efectos en las corrientes de agua naturales, de la contamina --

ción en general y del amoníaco y sulfuro de hidrógeno en particular. Se muestran las concentraciones que se pueden permitir de estos contaminantes en base a las condiciones establecidas por el reglamento para la prevención y control de la contaminación de aguas. Se comentan las principales propiedades, tanto físicas como químicas, de las aguas amargas, que posteriormente servirán para el desarrollo de las ecuaciones del programa. Se presentan los objetivos que persiguen las refinerías en el tratamiento de aguas efluentes y se analizan los distintos tipos de torres agotadoras de agua amarga, tanto en sus problemas de operación como en la metalurgia del sistema. Todo esto tiene como objeto que el ingeniero de proyectos se familiarice con el equipo y sus problemas y pueda efectuar con estos criterios la optimización de las variables de operación, efectuar una selección apropiada de materiales y estructurar la filosofía de operación adecuada.

El segundo capítulo, Modelo Matemático, muestra las secuencias de cálculo que se siguen para el diseño, comenta todas las modificaciones que se hicieron al método de Beychoky resume las subrutinas del programa.

El tercer capítulo, Resultados, consiste de un listado del programa principal y las respuestas obtenidas para un problema con las alternativas de torre sin reflujo y torre con reflujo.

El apéndice consiste de las tablas que muestran las fuentes típicas de los condensados amargos, su composición y los resultados de las ecuaciones elaboradas para calcular el pH y -

dos parámetros del método de Beychok, así como las ecuaciones de aproximación y de la subrutina que efectúa el cálculo de las propiedades físicas. También se incluye un resumen del estudio de la metalurgia del sistema y las características de calidad que demanda el Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas.

Por último, se anexan los diagramas de proceso de los distintos sistemas, del tanque de alimentación, un esquema que representa el equilibrio total de los condensados amargos y otro que muestra la identificación de las corrientes dentro de la torre agotadora, con la nomenclatura usada en el programa de computadora y la bibliografía.

GENERALIDADES.

Los tres efectos más indeseables de los contaminantes son aquéllos relacionados con:

1) Demanda de oxígeno. Hay contaminantes que consumen el oxígeno disuelto en las corrientes de agua naturales y por tanto causan daño a todas las formas de vida acuática.

2) Toxicidad. Contaminantes como el arsénico, cianuro, etc., son tóxicos no sólo a la vida acuática sino también para la vida humana.

3) Sabor y olor. Existen contaminantes que imparten a las corrientes de agua naturales sabores y olores muy indeseables.

Hay muchos otros efectos indeseables tales como:

a) Color y turbidez. Estos efectos dañan el valor estético de las corrientes e impiden la fotosíntesis del oxígeno.

b) Corrosión y obstrucción. Estos ocasionan daños a los sistemas de drenaje.

c) Riesgos de fuego y explosión. Estos riesgos son causados por una descarga excesiva de materiales inflamables.

d) Temperatura. Las altas temperaturas pueden dañar a la vida acuática y disminuyen la capacidad de las corrientes de agua para disolver oxígeno.

Ciertos contaminantes causan más de un efecto indeseable. Por ejemplo, altos contenidos de aceite implican riesgos de fuego y explosión, imparten malos sabores y olores,

cubren la superficie del agua y reducen la capacidad para disolver oxígeno y ocasionan la muerte de los peces por incrustación directa en sus agallas. Como otro ejemplo, los fenoles imparten sabores y olores muy indeseables así como también introducen -- una gran demanda de oxígeno.

Balance de Oxígeno en las corrientes de agua naturales.

Una corriente de agua natural (río, bahía, lago, etc.) tiene un balance de oxígeno complejo y delicado. El agua contiene una cantidad de oxígeno disuelto que es equivalente a la solubilidad al equilibrio del oxígeno en el agua (aproximadamente 14 p.p.m. a 33°F y 7 p.p.m. a 86°F).

Los peces, renacuajos y otras especies de vida acuática consumen continuamente el oxígeno del agua. Al mismo tiempo, las plantas acuáticas están produciendo oxígeno por medio de la fotosíntesis y el oxígeno también se absorbe físicamente en la superficie por reaereación.

El balance entre el consumo de oxígeno y su reposición depende de muchos factores tales como:

a) El grado de turbulencia del agua. A mayor turbulencia se tiene una mayor superficie de reaereación.

b) La temperatura del agua. Las aguas frías pueden absorber más oxígeno.

c) Las cantidades y tipos de vida y plantas acuáticas.

d) Presión barométrica, pH y el contenido de sales disueltas. Todo esto afecta la solubilidad del oxígeno al equilibrio en el agua.

Es generalmente aceptado el que un ambiente saludable para los peces requiere cuando menos 5 p.p.m. de oxígeno disuelto. Ya que el agua natural puede contener de 7 a 14 p.p.m. de oxígeno, es obvio que cualquier cosa que tienda a disminuir el oxígeno disponible disuelto en una cantidad de 2 a 9 p.p.m. puede llevar a condiciones en las que los peces no pueden vivir.

#### Demanda de oxígeno.

Cualquier contaminante oxidable introducido en una corriente de agua natural, se oxidará por procesos químico y bioquímico, consumiendo oxígeno. Tan pronto como el oxígeno disuelto en el agua cae por debajo de la saturación, empieza su reposición por reaereación. Dependiendo de la velocidad de consumo y la velocidad de reposición, el oxígeno disuelto en el agua decrecerá hasta un valor mínimo y luego aumentará hasta la saturación, dentro de un período de tiempo (equivalente a cierta distancia geográfica de la corriente).

La distancia de la corriente requerida para la recuperación puede ser corta si la contaminación es ligera y la corriente está bien aereada por caídas de agua y rápidos. Por el contrario, la distancia puede ser muy larga en un lago tranquilo o una bahía. En algunos casos, si el agua está virtualmente sin movimiento y si la velocidad de contaminación es alta, el agua puede ser que nunca se regenere completamente hasta la saturación.

La disminución de oxígeno por la introducción externa de contaminantes puede resultar a partir de:

a) Contaminación natural introducida por el escurrimiento en la superficie, del agua de lluvia o la nieve fundida, que llevan sales solubles extraídas de la tierra o fango orgánico.

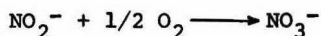
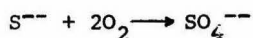
b) Contaminación natural originada por la descomposición de plantas, como en pantanos y pozos profundos.

c) Excreciones humanas y de animales.

d) Contaminación química, a partir de agentes reductores en los desechos de plantas industriales (sulfuros, sulfatos y nitratos, sales ferrosas, etc.).

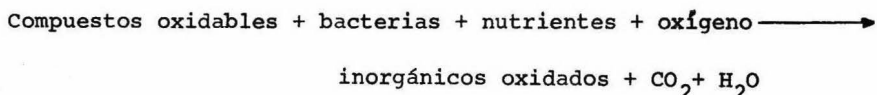
e) Contaminación bioquímica a partir de los desechos de plantas industriales, tales como fenoles, carbohidratos, proteínas, hidrocarburos, etc.

El consumo de oxígeno por reacción con agentes químicos reductores, tales como sulfuros y nitratos, se puede representar como sigue:



Estas reacciones de oxidación inorgánicas son muy rápidas y originan lo que en el laboratorio se mide como Demanda Inmediata de Oxígeno (DIO).

Casi todos los compuestos oxidables pueden sufrir oxidación por otro mecanismo de reacción llamado oxidación bioquímica. Básicamente esta reacción se puede interpretar como sigue:



Ya que todas las corrientes de agua naturales contienen bacterias y nutrientes, casi cualquier desecho que se introduce en ellas sufre reacciones bioquímicas que consumen parte del oxígeno disuelto en el agua. Estas reacciones bioquímicas originan lo que en el laboratorio se mide como Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO).

#### Condensados Amargos.

Muchos procesos en las industrias de refinación del petróleo y petroquímica usan vapor como medio de agotamiento en la destilación y como diluyente para reducir la presión parcial de los hidrocarburos en la ruptura catalítica, o en la ruptura térmica. Este vapor se condensa como un efluente acuoso comúnmente llamado "agua amarga". Lo más frecuente es que la condensación del vapor ocurra simultáneamente con la condensación de hidrocarburos líquidos y en presencia de una fase vapor de hidrocarburos que contiene  $H_2S$ . Por tanto, el vapor condensado contendrá sulfuro de hidrógeno, el cual imparte un olor muy desagradable y de aquí el nombre de "agua amarga". Para diferenciar este vapor condensado de las aguas amargas provenientes de otras fuentes, comúnmente se les denomina "condensados amargos".

La tabla N°1 del Apéndice muestra algunas de las fuentes típicas de los condensados amargos.

La tabla N°2 del Apéndice muestra la composición típica de los condensados amargos.

Los condensados amargos son esencialmente soluciones



acuosas de amoníaco y sulfuro de hidrógeno. La relación molar - amoníaco/sulfuro de hidrógeno varía de 1.0 a 2.0, siendo el promedio 1.5. Los rangos de alcalinidad varían de un pH de 7.8 a 9.3.

El amoníaco y el sulfuro de hidrógeno se encuentran en solución acuosa como  $\text{NH}_4\text{SH}$  que es la sal de una base débil ( $\text{NH}_4\text{OH}$ ) y de un ácido débil ( $\text{H}_2\text{S}$ ). En solución, especialmente cuando la temperatura es elevada (superior a  $120^\circ\text{F}$ ) la sal sufre hidrólisis para regenerar amoníaco y sulfuro de hidrógeno libres. El equilibrio total se puede interpretar como se muestra en la lámina N°6 del Apéndice.

Si se define la constante de equilibrio de hidrólisis en fase acuosa como:  $K_H = (\text{H}_2\text{S}) (\text{NH}_3) / (\text{SH}^-) (\text{NH}_4^+)$  ——— (1)  
ya que :  $\text{H}_2\text{S} / (\text{SH}^-) = (\text{H}^+) / K_A$  y  $\text{NH}_3 / (\text{NH}_4^+) = (\text{OH}^-) / K_B$   
donde  $K_B$  es la constante de disociación de la base débil y  $K_A$  es la constante de la primera etapa de disociación del ácido débil, que es un ácido dihidrico.

Combinando las tres ecuaciones anteriores se obtiene que:  $K_H = K_w / K_A K_B$  a  $90^\circ\text{F}$  el valor de  $K_H$  es de aproximadamente 0.0156.

Si se define como X a la fracción total de sulfuro de hidrógeno presente como sulfuro de hidrógeno libre, se tiene:

$$X = (\text{H}_2\text{S}) / (\text{SH}^- + \text{H}_2\text{S}) \quad \text{y} \quad (\text{H}_2\text{S}) / (\text{SH}^-) = X / (1-X) \quad \text{— (2)}$$

Si se define como X' la fracción de amoníaco presente

como amoniaco libre se tiene:

$$X' = (\text{NH}_3)/(\text{NH}_4^+ + \text{NH}_3) \quad \text{y} \quad (\text{NH}_3)/(\text{NH}_4^+) = X'/(1-X') \quad (3)$$

Suponiendo que todo el amoniaco libre y el sulfuro de hidrógeno libre permanecen en solución, entonces  $X = X'$  por la estequiometría del equilibrio. Entonces combinando (2) y (3) se tiene:  $K_H = X^2/(1-X)^2 = 0.0156$  a  $90^\circ\text{F}$  \_\_\_\_\_ (4) y  $X = 0.111$ , o sea, que aproximadamente 11% del total de amoniaco o del sulfuro de hidrógeno en solución, tienden a estar presentes como amoniaco libre o sulfuro de hidrógeno libre a  $90^\circ\text{F}$ .

A mayores temperaturas, la constante de hidrólisis aumenta y el amoniaco y sulfuro de hidrógeno libres tienden a estar presentes en más del 11% del total de amoniaco y sulfuro de hidrógeno en solución.

Es por ésto que el amoniaco y el sulfuro de hidrógeno se pueden eliminar fácilmente de la solución por simple calentamiento y usando un gas inerte o vapor como medio de agotamiento.

Ya que el sulfuro de hidrógeno es mucho menos soluble en agua que el amoniaco, es más fácil de eliminaren un agotador. De aquí que mientras la corriente de agua amarga es agotada, la relación de amoniaco/sulfuro de hidrógeno residuales aumente y la solución se vuelva más alcalina,

Datos de equilibrio para el  $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$  en soluciones acuosas de  $\text{NH}_4\text{SH}$ .

Todo el material que sigue se deriva del trabajo de Van Krevelin, Hoftijzer y Huntjens (1) y modificado por Beychok

(2) para un rango mayor de temperaturas y para poder expresar las concentraciones en partes por millón.

Ellos empezaron definiendo una constante como el inverso de la constante de hidrólisis dada anteriormente (ecuación 1).

$$K = (\text{NH}_4^+) (\text{SH}^-) / (\text{NH}_3 \text{ libre}) (\text{H}_2\text{S libre}) \quad (5)$$

También definieron:

$$A = \text{NH}_3 \text{ total} = \text{NH}_3 \text{ libre} + \text{NH}_4^+$$

$$S = \text{H}_2\text{S total} = \text{H}_2\text{S libre} + \text{SH}^- = \text{SH}^-$$

Ya que las moles de  $\text{NH}_4^+$  deben ser iguales a las moles de  $\text{SH}^-$ , se tiene:  $\text{NH}_3 \text{ libre} = A - \text{NH}_4^+ = A - S$

Sustituyendo estos valores en la ecuación (5):

$$K = (\text{NH}_4^+) (S) / (A - S) (\text{H}_2\text{S libre}) = S^2 / (A - S) (\text{H}_2\text{S libre})$$

Ya que la concentración de sulfuro de hidrógeno libre en solución depende de su presión parcial en la fase vapor, el término  $(\text{H}_2\text{S libre})$  se reemplazó arbitrariamente por  $(\text{PPH}_2\text{S})$  y finalmente, reorganizando, Van Krevelin (1) obtuvo:

$$\text{PPH}_2\text{S} = S^2 / (A - S) K \quad (6)$$

La constante K es una constante de correlación arbitraria que fue evaluada experimentalmente midiendo las presiones de vapor del sulfuro de hidrógeno sobre soluciones que contenían distintas concentraciones de amoníaco total y sulfuro de hidrógeno total. Se encontró que:

$$1/K = 10^{a-S} \quad (7)$$

donde  $a$  es una constante dependiente de la temperatura.

Van Krevelin y colaboradores también determinaron y confirmaron experimentalmente, que la presión parcial del amoníaco se puede evaluar utilizando el coeficiente de la Ley de Henry corregido para el contenido de amoníaco libre en la solución,  $H_{NH_3}$ , como sigue:

$$H_0/H_{NH_3} = 10^{0.025(A-S)} \quad (8)$$

donde  $H_0$  es el coeficiente de Henry para amoníaco en agua pura y  $H_{NH_3}$  es el coeficiente corregido de Henry.

De aquí que:

$$PPNH_3 = (NH_3 \text{ libre})/H_{NH_3} = (A-S)/H_0 \times 10^{0.025(A-S)} \quad (9)$$

Con objeto de facilitar su uso Beychok rearrregló las ecuaciones (6) y (9) incluyendo factores de conversión y obtuvo:

$$PPH_2S = \frac{(0.57 \times 10^{-6})S \times 10^{a-S/382,000}}{A/S - 1} \quad (10)$$

$$PPNH_3 = \frac{(1-S/A) \times A \times 10^{(1.51 \times 10^{-6})(1-S/A)A}}{(8.8 \times 10^5)H_0} \quad (11)$$

donde  $A/S$  es la relación molar de amoníaco total/sulfuro de hidrógeno total;  $S/A$  es la relación molar de sulfuro de hidrógeno total/amoníaco total;  $A$  es el total de amoníaco en solución en partes por millón;  $S$  es el total de sulfuro de hidrógeno en solución en partes por millón;  $H_0$  es el coeficiente de Henry para el amoníaco en agua pura en (g-mol/litro)/mm Hg; y  $a$  es el factor de correlación de Van Krevelin.

Analizando las ecuaciones (10) y (11) se observa que cuando  $A = S$  ( $NH_3/H_2S = 1.0$  molar) la presión parcial del sulfu-

ro de hidrógeno sobre la solución es infinita para cualquier -- concentración de sulfuro de hidrógeno en la solución. Si S es -- mayor que A ( $\text{NH}_3/\text{H}_2\text{S}$  molar menor que 1.0), la presión parcial -- del sulfuro de hidrógeno sobre la solución es negativa. Esto -- desde luego es incorrecto y se puede evitar suponiendo que el -- total de sulfuro de hidrógeno presente está en la forma de  $\text{SH}^-$  y entonces:  $S = \text{H}_2\text{S libre} + \text{SH}^- = \text{SH}^-$ .

Todo el trabajo de Van Krevelin (1) se efectuó con so-  
luciones que contenían relaciones molares de amoníaco/sulfuro -  
de hidrógeno iguales o mayores a 1.5 y las presiones parciales  
obtenidas estuvieron en el rango de 7 psia. o menores. Por tan-  
to, a las condiciones del trabajo experimental de Van Krevelin,  
la cantidad de sulfuro de hidrógeno libre que no escapa de la  
solución se consideró despreciable y por tanto la suposición -  
anterior era válida; y los valores de K evaluados experimental-  
mente para la ecuación (6) incluyen esta suposición.

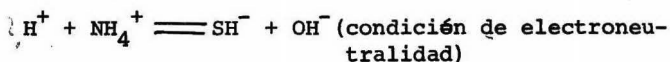
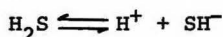
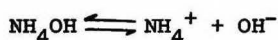
Sin embargo, si se desea utilizar la ecuación (6) pa-  
ra relaciones molares de amoníaco/sulfuro de hidrógeno menores  
o iguales que 1.0, se obtendrán resultados incorrectos. Desde  
luego que una solución que contenga sulfuro de hidrógeno libre  
y nada de amoníaco (relación molar = 0), tiene un valor finito  
y positivo de la presión parcial del sulfuro de hidrógeno y no  
una presión parcial negativa. También, una solución en equilibrio  
con un vapor que tiene una presión parcial de sulfuro de hidró-  
geno muy alta y una presión parcial de amoníaco muy baja, con-

tendrá  $\text{NH}_4^+$  y  $\text{SH}^-$  en cantidades iguales más sulfuro de hidrógeno libre y quizá una cantidad despreciable de amoníaco libre.

El trabajo de Van Krevelin es únicamente válido para soluciones que contienen  $\text{NH}_4^+$  y  $\text{SH}^-$  en cantidades iguales más amoníaco libre y una cantidad despreciable de sulfuro de hidrógeno. En otras palabras, las ecuaciones (10) y (11) sólo deben usarse cuando los valores de la relación molar amoníaco/sulfuro de hidrógeno sean iguales o mayores a 1.5.

#### pH de las aguas amargas.

Para las aguas amargas se tienen las siguientes reacciones de equilibrio iónico:



Considerando que el sulfuro de hidrógeno libre es mucho menos soluble en agua que el amoníaco, es más fácil de eliminar de la solución, por lo cual se supone que únicamente permanece amoníaco libre. Si esto es cierto, el pH de las aguas amargas debe ser alcalino y se puede determinar a partir de la ecuación de la constante de disociación básica del  $\text{NH}_4\text{OH}$ .

$$K_B = (\text{NH}_4^+) (\text{OH}^-) / (\text{NH}_4\text{OH}) \quad \text{y de aquí} \quad (\text{OH}^-) = K_B (\text{NH}_4\text{OH}) / (\text{NH}_4^+)$$

Recordando que:

$$A = \text{NH}_4\text{OH} + \text{NH}_4^+ \quad S = \text{SH}^- \quad \text{y que} \quad \text{NH}_4^+ = \text{SH}^- = S$$

sustituyendo y despejando:  $\text{NH}_4\text{OH} = A - S$

$$\text{y se tiene que: } (\text{OH}^-) = K_B (A-S) / S = K_B (A/S-1)$$

$$\text{y por definición: } \text{pOH} = \log(1/(K_B (A/S-1))) \text{ ——— (12)}$$

$$\text{pH} = 14 - \text{pOH} = 14 - \log(1/(K_B (A/S-1))) \text{ ——— (13)}$$

Esta última ecuación indica que el pH es función únicamente de la relación molar amoníaco/sulfuro de hidrógeno y de la constante de disociación básica, lo cual concuerda con los datos proporcionados por Beychok (ver gráfica anexa).

Resolviendo las ecuaciones (12) y (13) para distintos valores de A/S, y utilizando  $K_B = 1.75 \times 10^{-5}$ , es decir, el valor de la constante de disociación básica del  $\text{NH}_4\text{OH}$  a  $90^\circ\text{F}$ , se obtienen los valores dados en la tabla N°3 del Apéndice.

Estos valores indican que el pH teórico de las aguas amargas que contienen una relación molar de amoníaco/sulfuro de hidrógeno de 1 a 2 será de 8.2 a 9.2, lo cual concuerda muy bien con el rango de pH de 7.8 a 9.3 que muestra la tabla N°1 en la composición típica de condensados amargos.

#### Efectos del Amoníaco y del Sulfuro de Hidrógeno.

El sulfuro de hidrógeno es tóxico, corrosivo y origina olores y sabores muy desagradables. Es letal a los peces en el rango de 1 a 6 p.p.m.

La mayoría de los sulfuros, siendo agentes altamente reductores originan una Demanda Inmediata de Oxígeno que disminuye el contenido de oxígeno en las corrientes de agua. El límite de concentración permitido que se puede esperar en las aguas efluentes es de aproximadamente 1 p.p.m.

El amoníaco aumenta la demanda de cloro en cualquier -

cantidad que esté presente, es tóxico a los peces en el rango - de 2.5 p.p.m. y puede ser convertido a nitratos en cualquier -- cantidad.

En la tabla N°9 del Apéndice se presentan las características de calidad de las aguas, que impone el Reglamento Para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas, el cual es específica las concentraciones máximas permitidas de estos contaminantes.

Procesos de tratamiento de fluentes.

Un sistema de tratamiento de efluentes incluye una o más etapas, dependiendo de la calidad del efluente alimentado y de la disminución requerida de los contaminantes. Las unidades de proceso se pueden clasificar de la siguiente manera:

<u>PRIMARIO</u>	<u>INTERMEDIO</u>	<u>SECUNDARIO/TERCIARIO</u>
Agotamiento de NH <sub>3</sub> y H <sub>2</sub> S	Flotación	Lodos activados
Separadores API	coagulación-precipitación	albercas de estabilización
Extracción líquido-líquido	Ecuación	Lagunas de aereación
Filtración para remoción de aceite		Filtración
Control del pH		Adsorción con carbón
		Oxidación química

El propósito de los procesos primario e intermedio es eliminar ciertos contaminantes de las aguas efluentes antes de que el agua continúe a los procesos de tratamiento secundario y



terciario, ya que las altas concentraciones de sólidos suspendidos y aceite pueden ser nocivas para los procesos.

Una de las funciones del Ingeniero de procesos es decidir qué proceso de tratamiento, o combinación de procesos efectuará mejor la "limpieza" de las aguas efluentes, ya que las instalaciones para el tratamiento de efluentes contribuyen significativamente al costo total del proyecto. Ya que los costos incluyen también terreno y mano de obra, se deben tener en cuenta las necesidades futuras.

Esto es a menudo difícil de hacer, debido a que está afectado por los cambios en los reglamentos, o a los nuevos reglamentos que entren en vigor. Por esta razón, es conveniente instituir un programa de desarrollo de manera que los requerimientos de calidad de las aguas efluentes se vuelvan más estrictas, los procesos de tratamiento se puedan modificar, o se puedan añadir nuevos procesos para mejorar la calidad del agua. Conforme una refinería se expande, se puede seguir un programa similar para aumentar la capacidad de manejo de las aguas efluentes.

Una de las principales ventajas del sistema agotador de agua amarga es su flexibilidad. Por ejemplo si sólo se desea eliminar el sulfuro de hidrógeno del agua amarga, se requerirá únicamente inyectar un ácido fuerte a la alimentación. Esto elimina aproximadamente el 90% del  $H_2S$  y nada del  $NH_3$ .

Otra posibilidad, cuando ya existe instalada una torre convencional agotadora de agua amarga, es procesar el producto

de los domos de la torre para obtener sulfuro de hidrógeno y amoníaco de alta pureza. También puede ser el principio para un proceso WWT.

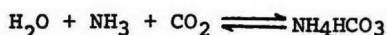
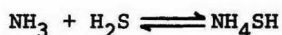
#### Tipos de agotadores de agua amarga.

La mayoría de las refinerías y plantas petroquímicas tienen facilidades para agotar el sulfuro de hidrógeno y en algunos casos el amoníaco de sus corrientes de agua amarga. Las operaciones de agotamiento se usan para eliminar por medios físicos los contaminantes de las aguas amargas ( $\text{NH}_3$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ) antes de que sufran tratamiento biológico, o se descarguen al sistema de aguas de desecho de la refinería. Existen distintas variedades de agotadores de agua amarga, y todos operan introduciendo una corriente descendente de agua amarga a una torre de varias etapas, mientras que asciende gas agotador que elimina los contaminantes. La mayoría de los agotadores de agua amarga difieren en las partes internas de la torre, en el medio de agotamiento utilizado y en las condiciones de diseño y operación.

Las partes internas de la torre varían pero generalmente consisten de platos, empaque, platos de malla y otros medios de contacto gas-líquido. El medio de agotamiento puede ser vapor (proporcionado por un rehervidor o vapor vivo), aire, gases de combustión o gas combustible.

El uso de gases de combustión como medio agotador introduce  $\text{CO}_2$  en el sistema. La cantidad de  $\text{CO}_2$  en los gases de combustión puede variar del 10 al 15% en volumen (de fuentes que

quemar combustible con 5 al 20% en exceso de aire). Tanto el  $\text{CO}_2$  como el sulfuro de hidrógeno son ácidos débiles en solución acuosa, pero el  $\text{CO}_2$  es ligeramente más fuerte y por tanto tiende a desplazar al sulfuro de hidrógeno del  $\text{NH}_4\text{SH}$ . Considerando únicamente la estequiometría del  $\text{CO}_2$  reemplazando al sulfuro de hidrógeno:



Se requiere una mol de  $\text{CO}_2$  para reemplazar una mol de sulfuro de hidrógeno. Si el contenido de sulfuro de hidrógeno en el agua amarga es de 10,000 p.p.m. y el contenido de  $\text{CO}_2$  en los gases de combustión es del 10% en volumen, entonces se requerirán 9.3 SCF/galón de agua amarga, para proveer suficiente  $\text{CO}_2$  que reemplace al sulfuro de hidrógeno. Aproximadamente el 90% del sulfuro de hidrógeno se puede eliminar con la misma cantidad de cualesquiera de los otros medios agotadores, si el amoníaco se fija con un ácido mineral, por no decir nada del tamaño de la tubería y del ventilador de gas que se requerirá, ya que los gases de combustión están disponibles a muy baja presión. La única ventaja de usar gases de combustión como medio agotador es el ahorro en el vapor, que de otra manera se requeriría para elevar la temperatura del agua a una temperatura de agotamiento óptima.

También se puede usar gas combustible o cualquier gas inerte para agotar el sulfuro de hidrógeno de las aguas amargas.

Sin embargo si se desea tener una eliminación razonable de amoníaco se requerirán niveles de temperatura de 230°F o más. Por tanto, si también se desea eliminar el amoníaco, se debe usar vapor para calentar el agua, aunque el medio de agotamiento sea gas combustible, gases de combustión o vapor adicional. El agotamiento de sulfuro de hidrógeno con gas combustible tiene la desventaja de contaminar el gas combustible con sulfuro de hidrógeno y con agua, lo que ocasiona problemas de corrosión en el sistema de distribución del gas combustible.

La mayoría de los agotadores de agua amarga instalados emplean vapor, tanto como medio de calentamiento, como medio agotamiento.

Los diseños más comunes de agotadores de agua amarga usados en las refinerías son:

a) Agotadores de corriente ácida (lámina N°3). Estas unidades condensan parte del vapor del domo para reducir el contenido de agua en el gas amargo. El ácido se añade a la alimentación de agua amarga para fijar los compuestos básicos y facilitar la eliminación del sulfuro de hidrógeno. En el sistema del domo se encuentra muy poco amoníaco, si es que llega a haber. El uso de ácidos minerales para acidificar el agua amarga antes del agotamiento, fija el amoníaco como  $\text{NH}_4\text{Cl}$  ó  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ , que son las sales de un ácido fuerte y una base débil, por lo que el amoníaco libre formado por hidrólisis es prácticamente despreciable, es decir, el amoníaco se fija en la solución. Esto libera al sulfuro de hidrógeno, el cual puede ser eliminado en

un 90% o más aún a 100°F.

b) Agotadores con reflujo no acidificados (lámina N°2).

En este sistema parte del vapor del domo se condensa para reducir el contenido de agua en los gases amargos. Estos gases normalmente se envían a la planta de azufre.

c) Agotadores sin reflujo no acidificados (lámina N°1)

En estas unidades nada del gas del domo se condensa y este gas se envía directamente a un incinerador o a un horno.

#### Corrosión en sistemas agotadores de agua amarga.

La corrosión en sistemas agotadores de agua amarga, - ocurre frecuentemente en cuatro áreas:

- a) Sección de alimentación.
- b) Torre agotadora.
- c) Sección del domo.
- d) Sección de fondos.

La severidad de la corrosión y la sección de la planta donde la corrosión es más acentuada, varía con el diseño del agotador de agua amarga. Además de la corrosión, el taponamiento -- por carbonatos y productos de la corrosión, puede reducir la eficiencia total del sistema y aún ocasionar paros.

Las aguas amargas pueden contener desechos cáusticos, agua desaladora, sulfuro de hidrógeno, amoníaco, fenoles, mercaptanos, ácidos, CO<sub>2</sub>, bases nitrogenadas, cloruros y cianuros. La corrosividad de las aguas amargas varía con su composición química.

Estudios anteriores muestran que las concentraciones del sulfuro de hidrógeno y del ión bisulfato, están directamente relacionadas con la corrosividad relativa de las aguas amargas. Además la presencia de cloruros, cianuros,  $\text{CO}_2$  y otras impurezas ácidas actúan como aceleradores de la corrosión, debido a que interfieren en la formación de una película de sulfuro que proteja al metal.

Otros factores que contribuyen a la corrosión son la temperatura, altas velocidades de los fluidos y la turbulencia.

La corrosión en unidades de corriente ácida, ocurre - por lo general en la sección de alimentación, la torre agotadora y la sección de fondos. Y es en este caso, resultado de la adición de un ácido fuerte antes del agotamiento. La corrosión en - la torre puede ser muy severa si el control de pH durante la adición de ácido es inadecuado. La corrosión en la sección del do- mo es por lo general mínima.

La formación de un condensado ácido puede ocasionar - corrosión-erosión en el sistema del domo en los agotadores con reflujos no acidificados. Este condensado ácido por lo general - contiene sulfuro de hidrógeno, amoníaco y combinaciones de cloruros, cianuros,  $\text{CO}_2$  y otras impurezas ácidas. Su corrosividad se controla por la concentración del sulfuro de hidrógeno y el ión bisulfato en el condensado. Sin embargo, en muchas unidades las demás impurezas tienden a concentrarse en el condensado y - aceleran las velocidades de corrosión.

La corrosión y la erosión combinan su ataque en áreas de alta velocidad, tales como codos, té, entradas y salidas de los intercambiadores tubulares y codos de retorno. Las condiciones locales de flujo en estas áreas son de gran turbulencia o impacto y promueven la erosión de la película protectora de sulfuro del metal. Esto origina velocidades de corrosión-erosión altas, comparadas con las velocidades de corrosión en áreas de baja turbulencia. Por esta razón la corrosión en la sección de alimentación, torre de agotamiento y los fondos es generalmente baja.

Por lo general en las unidades no acidificadas y sin reflujo las velocidades de corrosión son bajas, pero las leyes de control de contaminación del aire están ocasionando que muchas refinerías desechen este tipo de unidades.

#### Taponamiento.

Junto con la corrosión y la erosión puede ocurrir taponamiento en la torre, sistema del domo y rehervidores de las unidades no acidificadas. Las unidades acidificadas normalmente no tienen problemas de taponamiento.

La principal causa del taponamiento en las torres y los fondos se debe a los depósitos de carbonato y menos frecuentemente a los depósitos de los productos de corrosión generados en el lugar, o llevados ahí por las corrientes de la unidad. Los depósitos de carbonato se forman al mezclar agua amarga que contiene  $\text{CO}_2$  con agua desaladora o aguas vírgenes que contienen al-

tos niveles de calcio o magnesio. El uso de gas combustible que contiene  $\text{CO}_2$ , como medio agotador puede originar la formación de depósitos de carbonato.

En el sistema del domo los problemas de taponamiento se deben a depósitos de hidrosulfuro de amonio, sales, polisulfuros, azufre y depósitos de productos de corrosión.

Los problemas de taponamiento se pueden minimizar en la torre agotadora y los fondos, segregando el agua desaladora del agua amarga que tiene un alto contenido de carbonato, y eliminando el gas combustible como medio agotador. En las unidades donde no se puede prevenir los depósitos, es útil un paro periódico del sistema para su limpieza química. Un control adecuado en la adición de ácido para minimizar las ligeras fluctuaciones del pH en la alimentación, puede reducir las posibilidades de corrosión en unidades agotadoras de corriente ácida y por tanto disminuir el riesgo de taponamiento por productos de corrosión.

El taponamiento en el sistema del domo en unidades agotadoras no acidificadas se origina a menudo por un control inadecuado de la temperatura del domo, por usar agua de lavado que contiene aire disuelto y por una selección mal hecha de la metalurgia para los componentes de la torre. Para minimizar la corrosión y el taponamiento se pueden efectuar las siguientes correcciones: usar diseños mejorados para reducir la velocidad y turbulencia, un control adecuado de la temperatura del domo para reducir los ciclos y especificar aleaciones y componentes



resistentes a la corrosión.

La existencia de desecho cáustico en la alimentación - que no esté completamente neutralizado, puede originar corrosión en la torre y en los fondos de los agotadores de agua amarga.

Respecto a lo anterior, es muy interesante analizar los datos proporcionados por el Instituto Americano del Petróleo, el cual realizó en 1972 un estudio (3) sobre los distintos tipos de agotadores de agua amarga existentes en operación. Algunos de los resultados se muestran en las tablas N°4 y N°5 del Apéndice y se obtuvieron las siguientes conclusiones:

#### Problema de Espumación.

Los agotadores de agua amarga están considerados generalmente como sistemas espumantes. Sin embargo, de 63 recipientes reportados en el estudio, sólo 3 presentaron estas dificultades. La conclusión general que se puede obtener de este reporte es que la espumación no es un problema mayor de operación. Sin embargo, estas informaciones se deben aceptar con reservas, ya que muchas de las torres pudieron no haber presentado signos notables de espumación debido a lo bajo de las cargas del líquido y vapor.

De los tres casos reportados de espumación, una refinera tenía una torre empacada sin reflujo, con anillos Raschig de 3 in. Otra refinera tenía una torre con reflujo, con 20 platos de malla. La tercera planta tenía 3 torres grandes con reflujo, una de ellas tenía 19 platos de cachucha, otra 23 de malla y la otra 24 de malla.

La torre empacada operó a bajo por ciento de inundación

cuando el empaque estaba limpio. Sin embargo, se reportó incrustación muy severa en la torre, requiriendo que el empaque se renovara cada año y medio. Consecuentemente es de suponerse que la torre se operó a menudo a bajo porcentaje de inundación. Se probaron varios agentes antiespumantes sin que se observara ningún mejoramiento.

La torre con 20 platos de malla reportó problemas de taponamiento (debido a carbonato en el sistema), 18 meses después de su instalación, la torre se inundó y se tuvo que parar para su limpieza química. Por ese tiempo, el problema de espumación se reportó en los fondos de la torre, hasta que se añadió un agente antiespumante en la alimentación. Varios meses más tarde, con objeto de mantener el pH de los fondos a 9.0 para mejorar el agotamiento de amoníaco, se añadió una solución cáustica al 4%. El agente antiespumante siguió trabajando.

La refinera con 3 torres agotadoras reportó problemas de espumación muy severos en los fondos de cada columna. El taponamiento de los platos se reportó debido a que se procesaron algunas aguas amargas duras. Una parte por millón en peso de silicón antiespumante se añadió, pero la espumación subsistió.

#### Contaminación de hidrocarburos en la alimentación a la torre agotadora.

Menos del 10% de las torres de este estudio (3) reportaron problemas debido a la contaminación con aceite en la alimentación a la torre agotadora. En algunos casos ésto fue debido

a que el agua amarga se alimentó directamente a la torre del -- tanque acumulador del domo en el área de proceso. Por tanto, se puede concluir que la contaminación por aceite se puede controlar instalando un tanque de alimentación debidamente diseñado, con medios para la separación y escurrimiento del aceite, tal como se muestra en la lámina N°4 del Apéndice. Hubo 5 casos reportados con problemas de emulsión, lo que potencialmente puede llevar a tanques algo grandes, debido al tiempo de residencia relativamente alto que se requiere. Ninguno de estos 5 casos reportó el uso de agentes desemulsificantes para facilitar la separación del aceite y el agua.

La contaminación por hidrocarburos generalmente tiene su mayor impacto en el manejo de los gases amargos.

Sólo en uno de los casos reportados se notó un efecto adverso debido al aceite en el sistema agotador. Esto ocurrió cuando un aceite pesado alcanzó los fondos de la torre, causando la formación de lodos en el intercambiador de fondos. En todos los demás casos el aceite era agotado conforme entraba a la torre.

Se reportaron problemas en 3 áreas al considerar el exceso de hidrocarburos en los gases amargos efluentes. Quizá el impacto más serio fue en la operación de la planta Klauss de azufre. Sin embargo, no hay detalles de estos problemas. Hubo dos casos que reportaron humo en los gases de chimenea de los hornos de proceso, debido a los residuos de hidrocarburos en

licos o de aminas, que se forman por reacción de los varios inhibidores de la corrosión con los hidrocarburos en las corrientes de proceso corriente arriba. En la mayoría de los casos fue suficiente usar agua de lavado a alta presión para remover el material. Como se mencionó antes, en una torre empacada el crecimiento de los depósitos fue tan rápido y tan grande, que fue necesario reemplazar el empaque cada año y medio. También se probó en algunos casos y con éxito lavar las torres con solución cáustica.

Una refinería reportó depósitos de silicato de alúmina en un agotador de gases combustibles, el cual fue eliminado con éxito lavando la torre con bifluoruro de aluminio, pero no se mencionó el origen del silicato.

Una refinería reportó depósitos de ferrocianuro en la torre. Esta era de un equipo agotador con vapor, de aguas amargas provenientes de la ruptura catalítica, ruptura pirolítica, unidades de petróleo crudo y de hidrot ratamiento. Se recomendó que en este caso se evitara el lavado con ácido debido a la emisión de gas y a problemas posteriores de disposición del efluente. La torre se limpió por raspado.

Los rehervidores parece que están sujetos a los mismos tipos de incrustación y formación de lodos que la mitad inferior de las torres agotadoras. Dos refineries recomendaron el uso de arreglos cuadrados con carriles extra-anchos para facilitar la limpieza.

las corrientes de gases efluentes del sistema agotador, que se quemaban en estos hornos. Otra refinería reportó sobrecalentamiento en un horno pequeño durante las "oleadas" de hidrocarburos. Este horno manejaba solamente los gases efluentes del agotador y un gas combustible auxiliar a razón de 1.35 MMBTU/hr. Sólo una refinería reportó aceite en el vapor reflujo, en concentraciones del 1%, sin problemas de operación subsecuentes. El vapor del domo en este caso se incineraba.

Depósitos de sólidos y métodos de limpieza del equipo.

Aproximadamente en el 50% de los casos se reportó alguna forma de depósito de sólidos. La incrustación de carbonatos fue la más común, pero también se reportó la existencia de lodos orgánicos y de sulfatos en algunos casos.

La formación de incrustaciones de carbonatos se atribuyó generalmente a la entrada de agua dura a las torres. Se observó que las principales fuentes de agua dura fueron: fugas en los condensadores del domo, fugas de agua por los sellos lisos en las bombas de recirculación y agua desaladora depurada. La eliminación de las fuentes de agua dura probó ser benéfica en varios casos. En otros casos se usaron dispersantes químicos. Una refinería reportó haber usado ácido sulfúrico en la alimentación de agua amarga a la torre, para prevenir la formación de incrustaciones de carbonatos, sin embargo esto afecta el agotamiento de amoníaco. La limpieza de las incrustaciones de carbonato se efectuó generalmente con agua de lavado a alta presión o con ácido. Los lodos orgánicos se atribuyeron generalmente a polímeros fenó-

### Metalurgia.

La metalurgia de los agotadores de agua amarga depende del tipo de operación de la unidad. Las unidades que operan sin reflujo presentan muy pocos problemas de corrosión, mientras que las unidades con reflujo presentan problemas de corrosión -- muy severos.

#### a) Torres sin reflujo.

Las torres sin reflujo están sujetas a menor corrosión debido a la menor concentración de sulfuro de amoníaco y a una menor condensación parcial de los vapores en el domo de la torre. Se cree que ésto se puede deber en parte al aislamiento insuficiente de la torre, particularmente alrededor de las boquillas y las entradas de hombre, lo cual origina condensación parcial en la carcasa de la torre y por tanto, corrosión. Por ésto se aconseja tener un aislamiento adecuado en la torre.

Si la torre está debidamente aislada, habrá poca corrosión en las torres sin reflujo. De 25 respuestas en el estudio (3), todas usaron torres de acero al carbón y sólo tres reportaron corrosión en la torre; 7, reportaron problemas menores de corrosión y 14 ninguna. De estas 14, 4 tenían torres recubiertas.

Una fuente potencial de corrosión se encuentra en los tres o cuatro primeros platos del domo, debido a que la alimentación entrando por encima del plato superior, origina condensación en esta parte de la torre junto con concentraciones elevadas de sulfuro de amoníaco. De 25 estudios, 8 fueron torres empacadas.

De las 17 restantes, 2 usaron acero inoxidable 316; 2 usaron acero inoxidable 304 y 2 usaron acero inoxidable 410 y ninguna reportó corrosión. 8 de estas unidades usaron platos de acero al carbón y sólo 2 reportaron corrosión en los platos. Una usó hierro colado y reportó corrosión.

De estos resultados se deduce que la corrosión en torres sin reflujo es un problema menor. Sin embargo, el acero inoxidable no mostró corrosión alguna y debe considerarse en cualquier instalación.

Ninguna de las respuestas hizo comentarios sobre la línea de vapor del domo, por lo que se supone que estas tuberías son de acero al carbón y no presentaron corrosión.

El intercambiador de calor de los fondos con la alimentación es otra de las áreas de corrosión. Sólo 12 compañías reportaron contenido de metal en las carcasas y todas eran de acero al carbón. Sólo 2 reportaron corrosión; 2, corrosión menor y 8 ninguna. De los tubos del intercambiador, 11 los tenían de acero al carbón, 1 los tenía de Monel y 2 los tenían de Admiralty. Los 2 de tubos de Admiralty mostraron algo de corrosión. El de Monel, no tuvo corrosión y sólo la mostró uno de los de acero al carbón. Por tanto, parece ser satisfactorio usar acero al carbón en el intercambiador de fondos.

b) Torres con reflujo.

Las torres con reflujo se usan para condicionar los vapores del domo para su posterior procesamiento, esto es, disminuir

el contenido de agua de los vapores. Bajo estas condiciones, la corrosión en el domo de la torre y en el sistema de reflujo es - muy crítica y se requiere protección especial para combatir la - corrosión.

Como se mencionó anteriormente, la corrosión ocurre - cuando existe condensación en el sistema. En la columna agotadora puede ocurrir en donde exista metal sin aislar, como en las boqui- llas y entradas de hombre. Por tanto el primer paso es asegurarse de que la torre esté debidamente aislada.

Debido al reflujo que entra a la torre, puede ocurrir - condensación parcial en el domo, lo que ocasiona corrosión. La co- rrosión es particularmente severa si el reflujo entra a la torre por encima de la alimentación. Si el reflujo se mezcla con la ali- mentación, o se manda al tanque de alimentación, es posible redu- cir la condensación en el domo de la torre, si aquélla se calien- ta hasta cerca de su punto de burbuja antes de entrar a la torre.

c) Torre agotadora.

De las 21 torres reportadas, los resultados fueron los siguientes:

19 usaron acero al carbón.

2 usaron acero inoxidable 316.

1 usó recubrimiento de concreto en el domo de la torre.

1 usó recubrimiento de acero inoxidable 316 en el domo de la torre.

11 de las de acero al carbón, no mostraron corrosión.



incluyendo 3 que tenían corrosión en las boquillas y entradas de hombre, lo cual se corrigió por aislamiento.

6 de las de acero al carbón mostraron corrosión menor.

2 no fueron inspeccionadas.

2 de las de acero inoxidable estaban picadas.

d) Platos.

5 usaron acero inoxidable 316.

2 sin corrosión.

2 con corrosión menor.

1 con corrosión.

2 usaron acero inoxidable 304.

1 sin corrosión.

1 sin inspección.

2 usaron acero inoxidable 410.

1 sin corrosión.

1 sin inspección.

6 usaron acero al carbón.

3 sin corrosión.

2 con corrosión menor.

1 con corrosión.

4 fueron torres empacadas.

e) Línea del domo de la torre.

Sólo 10 agotadores reportaron la línea del domo. Los

resultados fueron:

una línea de teflón, sin corrosión.

una línea de aluminio, sin corrosión.

8 líneas de acero al carbón .

6 sin corrosión.

2 con corrosión menor.

luego se puede deducir que el acero al carbón trabajará satisfactoriamente.

f) Intercambiador de fondos.

10 agotadores reportaron datos respecto al intercambiador de fondos. Todos fueron de acero al carbón excepto uno que no especificó el material pero que se puede suponer de acero al carbón. Los resultados fueron:

8 sin corrosión.

1 con corrosión menor.

1 con corrosión.

Con ésto se puede considerar que el acero al carbón trabajará satisfactoriamente.

g) Condensadores del domo.

En 18 casos se reportó la metalurgia del condensador del domo; 8 utilizaban aire como medio de enfriamiento y 10 agua.

Los haces de tubos de los enfriadores con aire fueron:

1 de acero inoxidable 316, con corrosión menor.

2 de acero inoxidable 304, con aletas de aluminio,  
sin corrosión.

1 de acero inoxidable 304, sin corrosión en 3 años.

4 de tubos de aluminio, 2 sin corrosión, 1 rediseñado debido a la erosión y 1 con corrosión menor.

En los enfriadores con agua:

3 con tubos de aluminio y carcaza, 2 reportaron corrosión y 1 reportó una vida de 2 años.

4 con tubos de acero al carbón y carcaza, 2 reportaron corrosión, 1 sin corrosión y 1 no reportó. Uno de -- los que reportó corrosión, cambió a aluminio, donde hubo erosión y se rediseñó para bajas velocidades.

1 con acero al carbón y tubos de aluminio, corrosión menor en la carcaza de acero y 2 años de vida en los tubos de aluminio.

1 con acero al carbón y tubos de titanio, corrosión en la carcaza y no se reportó en los tubos.

1 de acero al carbón en la carcaza y tubos con acero inoxidable 316, sin corrosión.

h) Acumuladores del domo.

Hubo 33 reportes respecto al metal del acumulador del domo, los resultados son:

8 recipientes de acero al carbón, 5 sin corrosión, 1 no inspeccionado, 1 con corrosión menor y 1 con corrosión.

2 recipientes de acero inoxidable 316, ambos sin corrosión.

2 recipientes de aluminio, 1 con corrosión, el otro sin respuesta.

l recipiente de acero al carbón recubierto con asbesto, sin respuesta.

Tanto el acumulador como el condensador de los vapores del domo son áreas de corrosión. En el condensador se han usado varias combinaciones de metales y ninguna ha dado un mejoramiento respecto a la corrosión. Dos de las respuestas discutieron -- extensivamente la corrosión. En estas unidades se probaron todos los metales y se decidieron por el aluminio que presentó, cuando menos dos años de vida, creyendo que era el mejor y el más barato. Sin embargo, cuando se diseña para tubos de aluminio se deben tener bajas velocidades para prevenir la erosión.

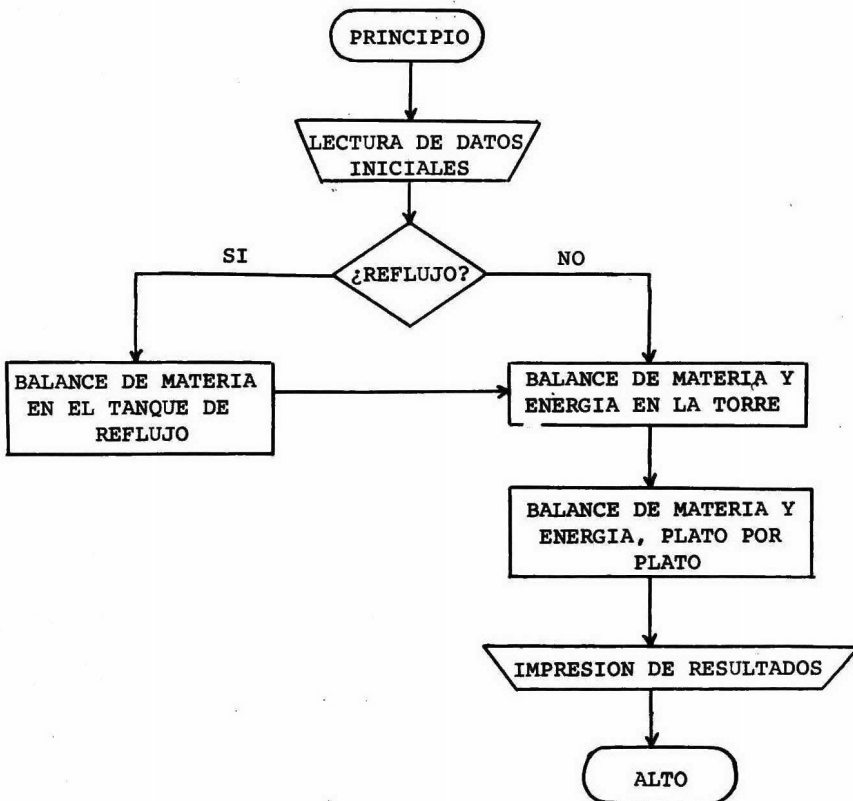
Los acumuladores no presentan tanto problema como los condensadores, sin embargo sí sufren de considerable corrosión. Se debe tener especial cuidado al proteger las cubiertas de las boquillas y las entradas de hombre.

i) Línea de gas amargo del acumulador.

La línea de gas amargo puede ser un área de corrosión si no se tiene cuidado. La razón de ésto es que el gas amargo - que deja al acumulador está en su punto de rocío. Si la línea - no está bien aislada, el gas sufrirá enfriamiento y por tanto - condensará en la línea. Esto origina la corrosión. Si la línea está bien aislada y sin rastros de vapor, el gas amargo no será corrosivo. La línea puede ser de acero al carbón o de aluminio.

MODELO MATEMATICO.Secuencia General de Cálculo.

Para el diseño de la torre agotadora de agua amarga, se ha elaborado un programa de computadora cuyas características fundamentales se van a tratar en este Capítulo. A continuación se muestra un diagrama de bloques con la secuencia general de cálculo de este programa:



Como datos iniciales se requieren: gasto de agua amarga que se alimenta a la torre, expresado en galones por minuto; temperatura del agua anterior al precalentamiento y a la cual está - referido el gasto anterior; concentraciones de sulfuro de hidrógeno y amoníaco en la alimentación expresadas en partes por millón; porcentaje deseado de eliminación, tanto del sulfuro de hidrógeno como del amoníaco; temperatura a la que la alimentación entra a la torre; presión en el domo de la torre; número de platos teóricos supuestos; caída de presión por plato teórico; eficiencia por plato y por último, dos índices J y K.

El índice J puede tomar dos valores, 0 ó 1. Si toma el valor 0 quiere decir que el programa generará la cantidad de vapor de agotamiento como función del número de platos teóricos, - la eficiencia por plato y el porcentaje de eliminación de amoníaco. Si J toma el valor de 1, ésto indica al programa que la cantidad de vapor de agotamiento se debe leer como dato, lo cual permite la simulación del sistema respecto a uno de los puntos más fundamentales de su operación.

El índice K puede tomar también dos valores: 0 ó 1. - Si  $K = 0$ , quiere decir que la torre no llevará reflujo y se procede entonces al balance de materia y energía en toda la torre. Si  $K = 1$  quiere decir que la torre llevará reflujo y por tanto hay que hacer un balance preliminar de materia en el tanque de - reflujo, ya que la corriente líquida que sale de este tanque se introducirá con la alimentación. Después de este balance se hace

el balance de materia y energía en toda la torre de manera similar al caso anterior.

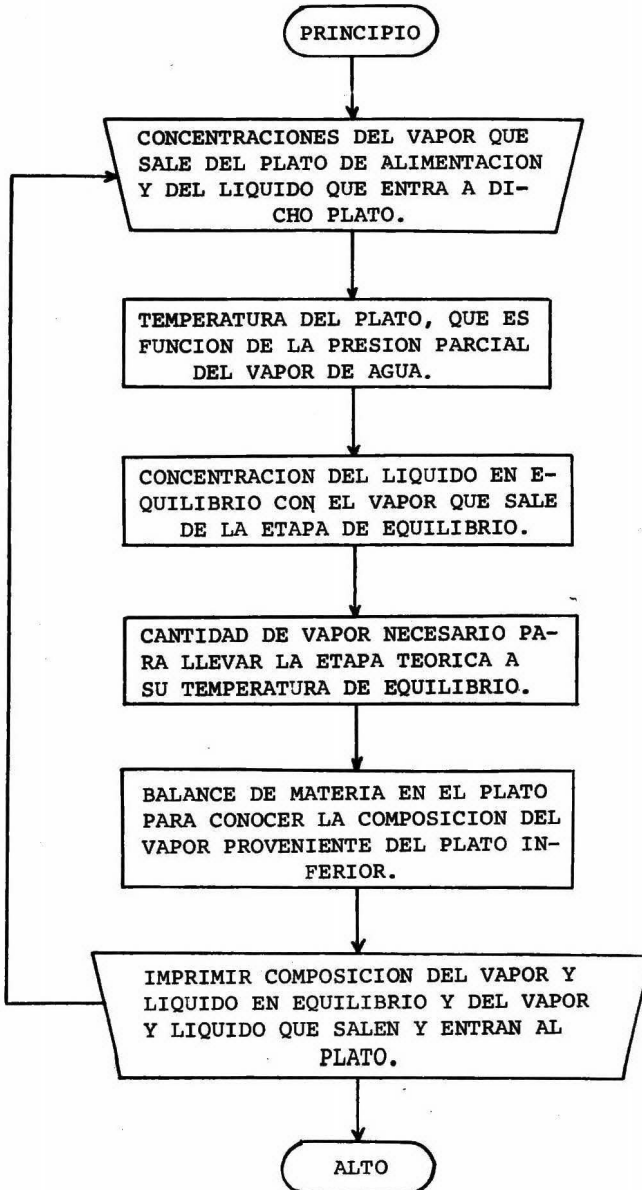
El balance de materia y energía en toda la torre se comienza calculando la presión de los fondos de la torre en función del número de platos teóricos y la caída de presión por plato teórico. Se calcula la temperatura de los fondos, suponiendo que es la del vapor de agua a la presión de los fondos. Con esta temperatura y conociendo la temperatura del agua amarga que se alimenta a la torre, se calcula la temperatura promedio de la torre. A esta temperatura promedio se calcula el calor latente del vapor de agua, con el cual se determina la cantidad de vapor de calentamiento y así se establece la cantidad total de agua que sale por el fondo de la torre. Una vez determinada esta cantidad total de agua y en base al porcentaje de eliminación de los contaminantes, se calcula la concentración de éstos en la corriente líquida de fondos, en partes por millón, lb/hr y lb.mol/hr, así como el pH teórico de los fondos. Con los datos de equilibrio y la concentración de los contaminantes en los fondos, se calcula la presión parcial de éstos en el vapor de fondos. Con estos datos se corrige la presión parcial del vapor de agua y se calcula la nueva temperatura. El procedimiento se repite hasta que la variación de la presión de fondos respecto a la suma de las presiones parciales del sulfuro de hidrógeno, amoníaco y vapor de agua sea menor al 0.5%. Después de esto se procede al balance de materia y energía, plato por plato.

Secuencia de Cálculo Plato por Plato.

Después de efectuado el balance de materia y energía en toda la torre se dispone de los siguientes datos: composición del vapor que sale del plato de alimentación, la cual está expresada en lb.mol/hr y ya que se conoce la presión del domo es posible expresarla como presión parcial en psia.; composición del líquido - que entra al plato de alimentación (será la original de la alimentación en el caso de la torre sin reflujo, o bien la alimentación más el reflujo cuando la torre sea refluja). Como se trabaja bajo la suposición de que son platos teóricos, esto es, etapas de equilibrio, entonces el vapor que sale del plato está en equilibrio con el líquido que sale del mismo. Por tanto, después de determinar la temperatura del plato (función de la presión parcial del vapor de agua), se determina la concentración de los contaminantes en la corriente líquida en equilibrio, utilizando para esto de una subrutina denominada CONC. Los pasos siguientes son expresar las concentraciones de los contaminantes en p.p.m., lb/hr y lb.mol/hr, así como calcular el pH teórico de la corriente líquida. Como se puede apreciar en la lámina N°5 del Apéndice, en cada plato entran y salen cuatro corrientes únicamente, por tanto sólo resta, mediante un balance de materia y energía determinar la composición del vapor que viene del plato inferior, el cual llevará vapor de calentamiento, vapor de agotamiento y los contaminantes sulfuro de hidrógeno y amoníaco. Una vez hecho esto se continúa el cálculo para todos los platos de la torre. A conti



nuación se muestra el diagrama de bloques con la anterior secuencia de cálculo.



### Subrutinas.

Tres son las subrutinas de mayor importancia en este programa. Dos de ellas sirven para calcular la composición del líquido en equilibrio con su vapor.

Si se analizan las ecuaciones (10) y (11) se ve que las presiones parciales del sulfuro de hidrógeno y del amoníaco son función de dos incógnitas cada una: la concentración del componente particular y la relación molar de los contaminantes. Si se tiene como dato la presión parcial y se requiere calcular la concentración del contaminante, entonces es necesario utilizar un cálculo de prueba y error, suponiendo una concentración, despejando la relación molar de la ecuación seleccionada, obteniendo la concentración del otro contaminante y resolviendo su ecuación para la presión parcial. Se compara este resultado con la presión parcial que se tiene como dato. Si el valor concuerda o es muy cercano, entonces los valores supuestos corresponden a la concentración del líquido en equilibrio. En caso contrario se debe suponer un nuevo valor de la concentración y repetir el cálculo.

Beychok (2) proporciona gráficas a distintas temperaturas en donde teniendo como parámetro la relación molar de los contaminantes, se obtienen las concentraciones del amoníaco y del sulfuro de hidrógeno en función de sus presiones parciales. En este caso se supone la relación molar y se despejan las dos concentraciones.

Es posible utilizar en los casos anteriores técnicas -

matemáticas adecuadas para poder obtener las concentraciones al equilibrio. Sin embargo Beychock (2) proporciona dos ecuaciones simplificadas en donde no es necesario utilizar el método de prueba y error. Cuando las concentraciones de la solución están por debajo de 5,000 p.p.m., las ecuaciones (10) y (11) se simplifican a:

$$PPH2S = (0.57 \times 10^{-6}) \times S \times 10^a / (A/S - 1) \quad (14)$$

$$PPNH3 = (1 - S/A) \times A / (8.8 \times 10^5) \times H_0 \quad (15)$$

despejando de estas ecuaciones A/S y S/A y multiplicando una por otra se obtiene que:

$$PPNH3 \times PPH2S / C = S^2$$

donde  $C = 3.23 \times 10^{-13} \times 10^a / H_0$

despejando se obtiene:  $S = \sqrt{PPNH3 \times PPH2S / C} \quad (16)$

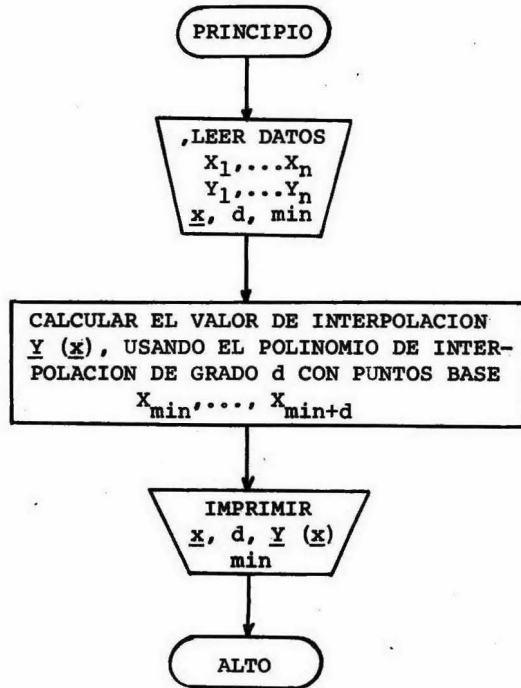
Con este valor de S se despeja la relación molar de la ecuación (14) y con esta relación se obtiene la concentración de amoníaco en la ecuación (15). Aunque estas ecuaciones sólo son válidas para concentraciones menores a 5,000 p.p.m., se probaron para concentraciones mayores. Los resultados se pueden ver en la tabla N°6 del Apéndice. En esta tabla se comparan los resultados de las ecuaciones (14) y (15) con los obtenidos mediante el método de prueba y error utilizando las gráficas de Beychock. Los resultados indican que es satisfactorio el uso de estas ecuaciones aun por encima del rango para el cual fueron deducidas.

La subrutina CONC hace el cálculo de las concentraciones al equilibrio utilizando las ecuaciones (14) y (15).

La otra subrutina de importancia para los cálculos al equilibrio, es la que proporciona los valores de la constante  $a$  y del coeficiente de Henry  $H_0$ . Para obtener las ecuaciones de estas constantes en función de la temperatura, se tabularon los datos dados en forma de gráfica por Beychok (2) y se efectuó una regresión polinomial, obteniéndose para la constante  $a$  una ecuación de segundo grado y para el coeficiente de Henry  $H_0$  una ecuación de sexto grado. En la tabla N°7 del Apéndice se muestra una comparación de los resultados obtenidos mediante estas ecuaciones a -- distintas temperaturas y de los valores dados gráficamente.

La tercera subrutina es de aplicación general y especialmente para calcular: la densidad del agua dada la temperatura; presión del vapor de agua, dada la temperatura; temperatura del agua, dada la presión de su vapor y calor latente de vaporización del agua, dada su temperatura. Todos estos datos con objeto de establecer el gasto másico de la alimentación, presión y temperatura de fondos, temperatura de equilibrio en cada plato teórico y cantidad de vapor de calentamiento necesario en cada plato. Esta subrutina consiste de un programa de interpolación utilizando polinomios de Lagrange. El programa se puede postular de manera general como sigue: construir una función que valúe para el argumento de interpolación  $x$ , el polinomio lagrangiano de interpolación de grado  $d$ , que pase por los puntos  $(x_{\min}, y_{\min})$ ,  $(x_{\min+1}, y_{\min+1})$ , ...,  $(x_{\min+d}, y_{\min+d})$ . El programa principal lee los valores de  $n$  datos  $X_1, X_2, \dots, X_n, Y_1, Y_2, \dots, Y_n, x, d$  y  $\min$ .

Llama entonces a la función para evaluar el polinomio de interpolación apropiado y regresa el valor de interpolación  $\underline{y}(\underline{x})$ . El diagrama de bloques de esta subrutina es el siguiente:



Para calcular todos los datos mencionados se proporcionaron en este programa 20 pares de datos para cada función. Se probó para todos los casos y para distintos grados del polinomio de interpolación, así como para puntos base mínimos distintos, usados para determinar el polinomio de interpolación. Se obtuvo como resultado, que el polinomio de cuarto grado que utilizaba como punto base mínimo el anterior menos uno, adonde se encontraba

x era el más exacto. Los resultados se muestran en la tabla N°8 del apéndice.

Todas las demás subrutinas del programa tienen por objeto convertir datos como son fracción mol en el vapor a presión parcial, concentraciones en p.p.m. a lb/hr, y de lb/hr a lb.mol/hr. Otra da el pH en función de la relación molar de los contaminantes, utilizando para ello la ecuación (13).

Para cuando se desea que el programa genere la cantidad de vapor de agotamiento, se dispone de una subrutina que la proporciona, requiriendo como datos el número de platos reales y el porcentaje de eliminación del amoníaco. Las ecuaciones de esta subrutina se elaboraron con datos proporcionados en un estudio de agotamiento de agua amarga utilizando computadora, presentado en el "Oil and Gas Journal" (4). Aunque estos datos tienen originalmente como parámetro el número de platos teóricos y proporcionan el vapor de agotamiento necesario por galón de alimentación en función del porcentaje de eliminación de amoníaco, se ha visto que esta cantidad de vapor es algo elevada y por tanto si se utiliza el número de platos reales se obtiene una cantidad de vapor más adecuada que satisface los requerimientos. Esta parte sin embargo, es de las que afectan más profundamente el funcionamiento de la torre y queda como motivo de un posterior estudio para la optimización del sistema. Esta subrutina lleva además una función de interpolación lineal, ya que los datos proporcionados sólo son para torres con cinco, diez y quince platos teóricos.

C O N C L U S I O N E S

1) El agua amarga de las refineries frecuentemente contiene amoníaco fijo que no se puede agotar de la solución, a menos que se ajuste el pH. La cantidad de amoníaco fijo varía considerablemente entre plantas y puede ser bastante alto.

2) El amoníaco fijo se debe a la presencia de impurezas ácidas. La secuencia de cálculo de Beychok, que es la utilizada en este programa, no toma en cuenta estas impurezas.

3) A las altas concentraciones de amoníaco y de sulfuro de hidrógeno que se encuentran en las corrientes de reflujo, los datos de equilibrio extrapolados por Beychok, predicen concentraciones en el líquido mucho más altas que las observadas.

4) El método de cálculo de Beychok se puede utilizar con confianza en la mayoría de los casos, si se toma en consideración el amoníaco fijo.

5) No es posible extrapolar los datos de las constantes  $\underline{a}$  y  $H_0$  por arriba de los límites máximos de temperatura para los que se elaboraron sus ecuaciones, que son de 210°C para el factor de correlación  $\underline{a}$  y de 120°C para el coeficiente de Henry  $H_0$ .

6) Para determinar la exactitud de este programa es necesario compararlo con datos reales de operación.

7) El sistema agotador de agua amarga se puede considerar como un sistema no espumante.

8) Las torres agotadoras no acidificadas y sin reflujo

son las que presentan menos problemas de operación, pero su uso se está restringiendo por las medidas de control de la contaminación del aire.

9) El acero inoxidable, por no mostrar corrosión alguna, se debe considerar en cualquier instalación.

10) Para evitar la corrosión se recomienda un aislamiento adecuado de la torre.



C O M P I L A R F A M A L A S I M U L A C I O N Y D I S E N O D E T O R R E S A G O T A D A S D E A G U A A M A R G A  
C O M P I L A D O R V I C T O R E L C R E S Z A V A L A P R O G R A M A P A R A T E S I S P R O F E S I O N A L

C 000:0000:5  
C 000:0000:5  
START OF SEGMENT 002  
FORMAT SEGMENT IS 0000 LONG  
FORMAT SEGMENT IS 0009 LONG  
FORMAT SEGMENT IS 0007 LONG

```

REAL T0PL*NOPLT
MINERSON XPCT(20)*YTFP(20)*XTEAC(20)*YDENS(20)*XTCON(20)*YCLAT(20)
1)*YTFP(20)*YPT(20)*XNH3(30)*YH3(30)*YH2S(30)*YH2S(30)*TPL(30)*PP
2)*AL(30)*PPH3(30)*AC(30)*ATPL(30)*ATPL(30)*MLH3(30)*MLH2S(30)*PN
3)*B(30)*PH2S(30)*PH2S(30)*A(10)*B(10)*G(10)*VNH3(30)*VNH2S(30)*VC(
400)*VVC(30)*ANC(30)*PH(30)
BLAB(5*100) N*(XPCT(1),I=1,N)
FIB IS 0006 LONG
LEAD(5*101) (YTFP(I),I=1,N)
LEAD(5*101) (XTEAC(I),I=1,N)
LEAD(5*101) (YDENS(I),I=1,N)
LEAD(5*101) (XTCON(I),I=1,N)
LEAD(5*101) (YCLAT(I),I=1,N)
LEAD(5*101) (XPCT(I),I=1,N)
LEAD(5*101) (YPL(I),I=1,N)
LEAD(5*102) ((XCI),XCI),I=1,3)
10 LEAD(5*103) (ILAC*PPH3A*PPH3A*REH2S*REH3*TPL(1)*PD*NOPLT*DPPLT
LEAD(5*103)
IF(CE(0,0)GTLP
NITE(5*203) N,TLAC,PPH3A*PPH3A*REH2S*REH3*TPL(1)*PD*NOPLT*DP
FIB IS 0006 LONG
PLT*PT
CALL FUSC(XTEAC*YDENS)*TLAC*PHO)
NITE(5*210) NITE
CALL FASA(PPH3A*PPH3A*YH2S*MLH3A*MLH2SA)
NITE(5*210) NITE
DEFPT(PT*PD)
CALL FUSC(XPLT*YTFP*N*PF*TF)
IF(CE(0,1)GTLP
NITE(5*210) NITE
CALL FASA(PPH3A*PPH3A*YH2S*MLH3A*MLH2SA)
NITE(5*210) NITE
DEFPT(PT*PD)

```

	AGGT=VAU*Q*50.	C	002100E012
31	VAAGT=AGGT/18.016	C	002100E211
	PRNH3=PRNH3/100.	C	002100E314
	PH2SF=PH2SF/100.	C	002100F610
	IF(IX(0,PLT))	C	002 10712
	IF(IX(0,30)) STOP	C	002100E612
	PPL=0.	C	002100EA11
	PPL=PPL+PD	C	002100EA15
	ACC(1)=0.	C	002100EB15
	ACC(1)=0.	C	002100FC15
	ACC(1)=ACC(1)/18.016	C	002100FD15
	I=0	C	002100F112
	IF(I,10,1) GO TO 50	C	002100F210
	ATPL(1)=AG(1)*WH20	C	002100F311
	GO TO 17	C	002100F510
50	IF(AC(1,2)) THEN	C	002100F513
	IF(IT(1,215)) THEN	C	002100FL12
	WLNH3=PRNH3*WLNH3A	C	0021010612
	WLNH2SF=PRH2S*WLNH2SA	C	0021010714
	CALL MCLAR(WLNH3,WLNH2SF,WLNH3R,WLNH2SR)	C	0021010910
	CALL MCLAR(WLNH3R,WLNH2SR,WLNH3R,XNH3R)	C	0021010E14
	PHSAH=PR*PH2SF	C	0021010F11
	YGR=(YLNH3R+YLNH2SF)*(PH/PHSAH)	C	0021011013
	YLNH2SF=YGR*(YLNH3R+YLNH2SF)	C	0021011215
	CALL PPARC(YLNH3R,YLNH2SF,YLNH2SR,PH,PHSAH,PH2SF,PH2SR)	C	0021011412
	WLNH2OR=YLNH2SR/18.016	C	0021011613
	CALL CONCP(WLNH2OR,WLNH2SR,WLNH2OR,PHSAH,PH2SF,PH2SR)	C	0021011A14
	WLNH2OR=AGGT*WLNH2OR	C	0021011D15
	XNH2OR=WLNH2OR/18.016	C	0021011F11
	ATPL(1)=WLNH2OR+WLNH20	C	0021012114
	CALL HASA(PPL,PH,PHSAH,WLNH2OR,WLNH3R,WLNH2SR)	C	0021012312
	CALL MCLAR(WLNH3R,WLNH2SR,XNH3R,XNH2SR)	C	0021012613
	PH=ACTDES(XNH3R,XNH2SR)	C	0021012911
10	I=I+1	C	0021012B12
	IF(I,GT,4) GO TO 15	C	0021012C14
	TH=(IT*ATPL(1))/2.	C	0021012D14
	CALL RUSC(XTCC,VCCLAT,N,TH,CVV)	C	0021012F14
	H20C=ATPL(1)*TH/VCV	C	0021013311
	H20C=H20C/18.016	C	0021013515
	WH20F=ATPL(1)+H20C	C	0021013714
	WLNH2OF=WH20F/18.016	C	0021013911
	WLNH3F=(1.*PRNH3)*WLNH3A	C	0021013B14
	WLNH2SF=(1.*PRH2S)*WLNH2SA	C	0021013D12
	CALL MCLAR(WLNH3F,WLNH2SF,XNH3F,XNH2SF)	C	0021013F10

CALL PPARC(LN3,HLH2SF,HLH2OF,PPHMF,PPMSHF)	C	0021014114
WHLH2OF,PPHMF/PPMSHF	C	0021014415
CALL CTES(TF,CA,HD)	C	0021014614
CALL PFES(CPH,SHF,PPHMF,TRCLF,CA,HD,PPNH3,PFH2S)	C	0021014415
CALL LUSC(XTF,YPT,N,TF,FFI2D)	C	0021014010
FFC=PPNH3*PFL2S*PFH2S	C	0021015013
PPH=ACIDES(CALH3F,XH2SF)	C	0021015212
VAD=(FF+FFC)/FF*100	C	0021015413
IF(COS(VAD).LE.0.9) GO TO 16	C	0021015615
IF(VAD) 17,18,10	C	0021015914
TF=TF*.15	C	0021015A15
GO TO 19	C	0021016014
18 TF=TF+.15	C	0021016111
GO TO 19	C	0021016314
19 WRITE(6,202)	C	0021016111
16 WRITE(6,212) TF,PPH	C	0021016512
WRITE(6,208) NLNH3,XNH3F,PPHMF,WLH2SF,XH2SF,PPMSHF,H2OC,H2ONC,WH	C	0021016012
12CF,WHH2OF	C	0021017010
WRITE(6,213)FFI3,PFH2S,PFH2O,FFC	C	0021018112
IF(XE0.1) GO TO 51	C	0021018012
NLNH3(1)=NLH3F	C	0021018113
WLH2S(1)=WLH2SF	C	0021018E14
XNH3(1)=XNH3F	C	0021018F15
XH2S(1)=XH2SF	C	0021019116
PPHMF(1)=PPHMF	C	0021019211
PPMSHF(1)=PPMSHF	C	0021019312
YH3(1)=XNH3(1)*XNH3F	C	0021019A13
YH2S(1)=XH2S(1)*XH2SF	C	0021019612
GO TO 52	C	0021019811
51 NLNH3(1)=NLNH3F+NLNH3A	C	0021019811
NLNH2S(1)=NLH2SF+NLH2SA	C	0021019A12
CALL PPARC(LN3(1),WLH2S(1),ATPL(1),PPHMF(1),PPMSHF(1))	C	0021019C10
CALL PPLAR(LN3(1),NLH2S(1),XNH3(1),XH2S(1))	C	002101A015
YH3(1)=YH3F+YH3A	C	002101A415
YH2S(1)=YH2SF+YH2SA	C	002101A415
50 ATPL(1)=ATPL(1)/18.016	C	002101A611
PH3(1)=ACIDES(CALH3F,XH2S(1))	C	002101A812
LEM=1	C	002101AE13
DO 21 I=1,L	C	002101AF15
NVNH3(I)=YNH3(1)+17.03	C	002101B110
NVH2S(I)=YH2S(1)+34.08	C	002101B512
VHC(I)=VCCI)/18.016	C	002101B912
VHT=VHAGT+VHC(I)	C	002101BD12
CALL PPARC(YNH3(I),YH2S(I),VHT,PPL,PNH3(I),PH2S(I),PH2O(I))	C	002101BF12

	CALL BUSO(XPDT,YTFP,N,PH2O(I),TPL(I+1))	C	0021010714
	CALL CONO(PNH3(I),PH2S(I),TPL(I+1),PPHAM(I+1),PPMSH(I+1))	C	0021010013
	CALL AGUAC(XTCG),CLAT,TPL(I),TPL(I+1),ATPL(I),AC(I+1))	C	0021010215
	ATPL(I+1)=AC(I+1)+ATPL(I)	C	0021010913
	VC(I+1)=AC(I+1)+VOC(I)	C	0021010012
	ANC(I+1)=AC(I+1)/18.016	C	0021010F11
	AHTPL(I+1)=ATPL(I+1)/18.016	C	002101E212
	CALL HASA(PPMA(I+1),PPNH3(I+1),ATPL(I+1),MLNH3(I+1),MLH2S(I+1))	C	0021010F12
	CALL MOLAR(MLNH3(I+1),MLH2S(I+1),XNH3(I+1),XH2S(I+1))	C	0021010F10
	PH(I+1)=ACIDES(XNH3(I+1),XH2S(I+1))	C	0021010E14
	YNH3(I+1)=YH3(I)+XNH3(I+1)-XNH3(I)	C	0021010F12
	YH2S(I+1)=YH2S(I)+XH2S(I+1)-XH2S(I)	C	0021010F12
	FPL=PPL+DFPLT	C	0021010F12
21	CONTINUE	C	0021010F14
	IF(K=EQ,0)GO TO 54	C	0021010E15
	WRITE(6,216)	C	0021020010
	WRITE(6,217) WVNH3R,YNH3R,PNH3R,WVH2SR,YH2SR,PH2SR,WVH2OR,YH2OR,PH	C	0021020412
	12OR	C	0021021310
	WRITE(6,207)FHR	C	0021021712
	WRITE(6,208) MLNH3R,XNH3R,PPHAMR,MLH2SR,XH2SR,PPMSHR,AC(1),ANC(1),	C	0021021L12
	1MLH2OR,XH2OR	C	0021022012
	WRITE(6,218)	C	0021023312
	WRITE(6,206) WVNH3(I),YNH3(I),PPNH3(I),WVH2S(I),YH2S(I),PH2S(I),VC(	C	0021023712
	11),VHC(1),PH2O(1),AGOT,VHAGT	C	0021024412
54	CC 20 I=1,N	C	0021024E12
	WRITE(6,205) I,TPL(I+1)	C	0021024F10
	WRITE(6,206) WVNH3(I),YNH3(I),PPNH3(I),WVH2S(I),YH2S(I),PH2S(I),VC(	C	0021025712
	11),VHC(1),PH2O(1),AGOT,VHAGT	C	0021026712
	WRITE(6,207) PH(I+1)	C	0021027312
	WRITE(6,208) MLNH3(I+1),XNH3(I+1),PPHAM(I+1),MLH2S(I+1),XH2S(I+1),	C	0021027A12
	1PPMSH(I+1),AC(I+1),ANC(I+1),ATPL(I+1),AHTPL(I+1)	C	0021028611
	WRITE(6,209)	C	0021029212
	WRITE(6,206) WVNH3(I+1),YNH3(I+1),PPNH3(I+1),WVH2S(I+1),YH2S(I+1),P	C	0021029612
	1PH2S(I+1),VHC(I+1),VHC(I+1),PH2O(I+1),AGOT,VHAGT	C	002102A210
	WRITE(6,210) FHC(I)	C	002102AF12
	WRITE(6,208) MLNH3(I),XNH3(I),PPHAM(I),MLH2S(I),XH2S(I),PPMSH(I),A	C	002102B612
	1CC(I),ANC(I),ATPL(I),AHTPL(I)	C	002102C010
22	CONTINUE	C	002102D112
	WRITE(6,211) TPL(I+1),PH(L+1)	C	002102D312
	WRITE(6,208) MLNH3(L+1),XNH3(L+1),PPHAM(L+1),MLH2S(L+1),XH2S(L+1),	C	002102D012
	1PPMSH(I+1),AC(L+1),ANC(L+1),ATPL(L+1),AHTPL(L+1)	C	002102E111
	GO TO 10	C	002102F112
	1 FOPRAT(1,F7,0,211)	C	002102F415
	2 FOPRAT(2,F10,0)	C	002102FA15

3 FERMAT(10.0)  
 100 FERMAT(4X,13/(18X,5+10.4)) C 002102F415  
 101 FERMAT(15X,5+10.4) C 002102F415  
 102 FERMAT(3F10.4) C 002102F415  
 202 FERMAT(1X,"EL VALOR DE LA PRESION DE FONDOS CALCULADA NO ALCANZA F  
 AL RANGO DE VARIACION DESEADO"////) C 002102F415  
 203 FERMAT(1H1////,1X,"SE TIENE UN GASTO DE AGUA AMARGA DE "F6.2" GP  
 10. LA TEMPERATURA DE "F6.2" GRADOS FAHRENHEIT. LA COMPOSIC  
 RICA DEL AGUA ES DE "F8.2" PH. "////,1X,"DE H2S Y "F8.2" PH. DE  
 3 HRS POR SE DESARROLLAN RESPECTIVAMENTE"////,1X,"EN UN "F6.2"  
 Y "F6.2" PORCIENTOS. LA TEMPERATURA DE LA ALIMENTACION A"////,1X,"  
 5LA TORRE ES DE "F6.2" GRADOS FAHRENHEIT Y LA PRESION MINIMA DEL  
 CILINDRO "F6.2" PSIA. LA TORRE TIENE "F3.0" PLATOS Y UNA EF  
 700S C/O UNA CAIDA DE "F6.2" "////,1X,"PRESION DE "F5.2" PSIA. Y UNA EF  
 800ENCIA DEL "F6.2" % (PER PLATO.) C 002102F415  
 204 FERMAT(1H1////,1X,"PLATO NUMERO "I2," A LA TEMPERATURA DE "F6  
 1.2" GRADOS FAHRENHEIT"////,1X,"X"SALEN DEL PLATO:"////,1X,"34X,"VA  
 2000 EN EQUILIBRIO"////,1X,"49X,"PRESION PARCIAL"////,1X,"55X,"LR./HR."6  
 3X,"PHEN./HR."6X,"PSIA.") C 002102F415  
 206 FERMAT(//,1X,19X,"H3 "F9.2\*7X,F7.2\*7X,F7.2\*7X//,1X,19X,"H2S "F9.2\*7  
 1X,F7.2\*7X,F7.2\*7X//,1X,"VAPOR DE CALENTAMIENTO "F9.2\*7X,F7.2\*7X,F7.4  
 2\*7,1X,5X,"VAPOR DE ACUTALIZADO "F9.2\*7X,F7.2) C 002102F415  
 207 FERMAT(//,1X,25X,"LIQUIDO EN EQUILIBRIO PH="F6.3//,1X,25X,"LG./  
 1H."6X,"LBOL/HR."6X,"PPH.") C 002102F415  
 208 FERMAT(//,1X,19X,"H3 "F9.2\*7X,F7.2\*7X,F8.2\*7X//,1X,19X,"H2S "F9.2\*7  
 1X,F7.2\*7X,F8.2\*7X//,1X,7X,"AGUA COMPENSADA "F9.2\*7X,F7.2//,1X,12X,"A  
 2000 TOTAL "F9.2\*7X,F7.2) C 002102F415  
 209 FERMAT(//,1X,4X,"ENTRAR AL PLATO:"////,1X,41X,"VAPOR"////,1X,49X,"  
 11ESTER PARCIAL"////,1X,25X,"LR./HR."6X,"LBMOL./HR."6X,"PSIA.") C 002102F415  
 210 FERMAT(//,1X,35X,"LIQUIDO PH="F6.3//,1X,25X,"LR./HR."6X,"LBMOL.  
 1/HR."6X,"PPH.") C 002102F415  
 211 FERMAT(1H1////,1X,5X,"LIQUIDO DE FONDOS SALE A "F6.2" GRADOS FAH  
 800REIT CON PH="F6.3//,1X,25X,"LR./HR."6X,"LBMOL./HR."6X,"PPH."  
 2) C 002102F415  
 212 FERMAT(//,1X,9X,"EL BALANCE DE MATERIA EN LOS FONDOS DA:"////,1X,5  
 1X,"LIQUIDO DE FONDOS SALL A "F6.2" GRADOS FAHRENHEIT CON PH="F6  
 2.3//,1X,25X,"LG./HR."6X,"LBMOL./HR."6X,"PPH.") C 002102F415  
 213 FERMAT(//,1X,41X,"VAPOR"////,1X,36X,"PRESION PARCIAL"////,1X,42X,"PSIA  
 1"////,1X,19X,"H3 "F9.2\*7X,F7.2\*7X,F8.2\*7X//,1X,19X,"H2S "F9.2\*7X,F7.2\*7X,F8.5//,1X,18X,"AGUA  
 2\*7,1X,5X,"PRESION CALCULADA"18X,F8.5) C 002102F415  
 214 FERMAT(//,1X,"LA ALIMENTACION TIENE UN PH="F6.3) C 002102F415  
 215 FERMAT(//,1X,"LA TORRE TENDRA UN TANQUE DE REFLUJO QUE ESTARA A "F  
 16.2" PSIA."////,1X,"EL REFLUJO SALDRA A "F6.2" GRADOS FAHRENHEIT  
 2") C 002102F415

216	FORMA TIC I	///,IX,9X,"PALANCE EN EL TANQUE DE REFLUJO",///,IX,9X,"S	C	002102F415
	TANQUE DEL TANQUE I	///,IX,34X,"VAPOR EN EQUILIBRIO",///,IX,49X,"PRESIO	C	002102F415
	EL TANQUE I	///,IX,25X,"LB./HR.",,6X,"LBMOL./HR.",,6X,"PSIA.",,)	C	002102F415
217	FORMA TIC	///,IX,19X,"H3",,F9,2,7X,F7,2,7X,F7,4,///,IX,19X,"H2S",,F9,2,7X	C	002102F415
		1X,F7,2,7X,F7,4,///,IX,9X,"VAPOR DE AGUA",,F9,2,7X,F7,2,7X,F7,4,)	C	002102F415
218	FORMA TIC	///,1,9X,"ENTRA AL TANQUE I",///,IX,41X,"VAPOR",///,IX,49X,	C	002102F415
	1"EFECTO PARCIAL	///,IX,25X,"LB./HR.",,6X,"LBMOL./HR.",,6X,"PSIA.",,)	C	002102F415
	END			

SEGMENT 062 IS 036I 10MG

SE TIENE UN GASTO DE AGUA CARGA DE 100.00 GPM. A LA TEMPERATURA DE 100.00 GRADOS FAHRENHEIT. LA COMPOSICION DEL AGUA ES DE 10000.00 PPM. DE H<sub>2</sub>S Y 7500.00 PPM. DE NH<sub>3</sub> QUE SE DESEA REMOVER RESPECTIVAMENTE EN UN 99.00 Y 95.00 PORCIENTO. LA TEMPERATURA DE LA ALIMENTACION A LA TORRE ES DE 200.00 GRADOS FAHRENHEIT Y LA PRESION MINIMA DEL DOMO DE 19.00 PSIA. LA TORRE TIENE 4 PLATOS TEORICOS CON UNA CAIDA DE PRESION DE 0.50 PSIA. Y UNA EFICIENCIA DEL 50.00 % POR PLATO. LA ALIMENTACION TIENE UN PH= 8.943

EL BALANCE DE MATERIA EN LOS FONDOS DA:  
 LIQUIDO DE FONDOS SALE A 230.47 GRADOS FAHRENHEIT CON PH=10.056

	LB./HR.	LBECI./HR.	PPM.
H <sub>2</sub> S	18.65	1.09	363.56
NH <sub>3</sub>	4.97	0.15	96.95
AGUA CONDENSADA	1564.89	86.86	
AGUA TOTAL	51290.83	2846.96	

VAPOR  
 PRESION PARCIAL  
 PSIA.

H <sub>2</sub> S	0.10496
NH <sub>3</sub>	0.01412
AGUA	20.96225
PRESION CALCULADA	21.08133

PLATO NUMERO 1 A LA TEMPERATURA DE 219.99 GRADOS FAHRENHEIT

SALEN DEL PLATO:

	VAPOR EN EQUILIBRIO		
	LB./HR.	LBMCL./HR.	PRESION PARCIAL PSIA.
NH3	354.30	20.80	1.0733
H2S	492.29	14.45	0.7452
VAPOR DE CALENTAMIENTO	0.00	0.00	17.1815
VAPOR DE AGOTAMIENTO	6000.00	333.04	

LIQUIDO EN EQUILIBRIO PH= 9.673

	LB./HR.	LBMCL./HR.	PPM.
NH3	256.60	15.07	5055.68
H2S	139.20	4.08	2742.56
AGUA CONDENSADA	1029.70	57.15	
AGUA TOTAL	5075.64	2817.25	

ENTRAN AL PLATO:

	VAPOR		
	LB./HR.	LBMCL./HR.	PRESION PARCIAL PSIA.
NH3	237.96	13.97	0.6676
H2S	134.23	3.94	0.1882
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1029.70	57.15	18.6442
VAPOR DE AGOTAMIENTO	6000.00	333.04	

LIQUIDO PH= 8.943

	LB./HR.	LBMCL./HR.	PPM.
NH3	372.94	21.90	7500.00
H2S	497.26	14.59	10000.00
AGUA CONDENSADA	0.00	0.00	
AGUA TOTAL	8726.94	2760.10	



PLATO SUPERO 2 A LA TEMPERATURA DE 224.28 GRADOS FAHRENHEIT

SALEN DEL PLATO:

	VAPOR EN EQUILIBRIO		
	LB./HR.	LB/CL./HR.	PRESION PARCIAL PSIA.
NH3	237.98	13.97	0.6676
H2S	134.23	3.94	0.1882
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1029.70	57.15	19.6442
VAPOR DE AGOTAMIENTO	6000.00	333.04	

LIQUIDO EN EQUILIBRIO PH= 9.880

	LB./HR.	LB/CL./HR.	PPH.
NH3	136.11	7.99	2669.70
H2S	51.09	1.50	1002.10
AGUA CONDENSADA	226.57	12.58	
AGUA TOTAL	50982.21	2829.83	

ENTRAN AL PLATO:

	VAPOR		
	LB./HR.	LB/CL./HR.	PRESION PARCIAL PSIA.
NH3	117.46	6.90	0.3356
H2S	46.12	1.35	0.0658
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1056.27	69.73	19.5985
VAPOR DE AGOTAMIENTO	6000.00	333.04	

LIQUIDO PH= 9.673

	LB./HR.	LB/CL./HR.	PPH.
NH3	256.60	15.07	5055.62
H2S	139.20	4.08	2742.56
AGUA CONDENSADA	1029.70	57.15	
AGUA TOTAL	50755.64	2817.25	

PLATO NÚMERO 3 A LA TEMPERATURA DE 226.93 GRADOS FAHRENHEIT

SALEN DEL PLATO:

	VAPOR EN EQUILIBRIO		PRESION PARCIAL PSIA.
	LB./HR.	LMOL./HR.	
NH3	117.46	6.90	0.3356
H2S	46.12	1.35	0.0658
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1256.27	69.73	19.5985
VAPOR DE AGOTAMIENTO	7000.00	333.04	

LIQUIDO EN EQUILIBRIO PH= 9.966

	LB./HR.	LMOL./HR.	PPM.
NH3	54.16	3.77	1255.45
H2S	20.46	0.60	400.13
AGUA CONDENSADA	140.54	7.80	
AGUA TOTAL	5122.75	2837.63	

ENTRA AL PLATO:

	VAPOR		PRESION PARCIAL PSIA.
	LB./HR.	LMOL./HR.	
NH3	45.53	2.67	0.1325
H2S	15.43	0.45	0.0225
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1356.81	77.50	20.3450
VAPOR DE AGOTAMIENTO	5000.00	333.04	

LIQUIDO PH= 9.880

	LB./HR.	LMOL./HR.	PPM.
NH3	136.11	7.99	2662.70
H2S	51.09	1.50	1002.10
AGUA CONDENSADA	226.57	12.58	
AGUA TOTAL	5980.21	2829.83	

PLATO NUMERO 4 A LA TEMPERATURA DE 228.92 GRADOS FAHRENHEIT

SALEN DEL PLATO:

	VAPOR EN EQUILIBRIO		
	LB./HR.	LBMOL./HR.	PRESION PARCIAL PSIA.
H <sub>2</sub> S	45.53	2.67	0.1325
H <sub>2</sub> S	15.48	0.45	0.0225
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1396.81	77.53	20.3450
VAPOR DE AGUAMIENTO	6600.00	333.04	

LIQUIDO EN EQUILIBRIO PH=10.002

	LB./HR.	LBMOL./HR.	PPM.
H <sub>2</sub> S	24.47	1.44	477.62
H <sub>2</sub> S	7.26	0.21	141.72
AGUA CONDENSADA	106.21	5.90	
AGUA TOTAL	51228.96	2843.53	

ENTRAN AL PLATO:

	VAPOR		
	LB./HR.	LBMOL./HR.	PRESION PARCIAL PSIA.
H <sub>2</sub> S	5.82	0.34	0.0172
H <sub>2</sub> S	2.29	0.07	0.0034
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1503.03	73.43	20.9794
VAPOR DE AGUAMIENTO	6600.00	333.04	

LIQUIDO PH= 9.966

	LB./HR.	LBMOL./HR.	PPM.
H <sub>2</sub> S	64.18	3.77	1255.45
H <sub>2</sub> S	20.46	0.60	400.13
AGUA CONDENSADA	140.54	7.80	
AGUA TOTAL	51122.75	2837.63	

LIQUIDO DE FONDOS SALE A 230.57 GRADOS FAHRENHEIT CON PH= 9.975

	LB./HR.	LB/ML./HR.	PPM.
NH3	3.15	0.19	61.43
H2S	0.99	0.03	19.21
AGUA CONDENSADA	87.87	4.88	
AGUA TOTAL	51316.83	2848.40	

SE TIENE UN GASTO DE AGUA AMARGA DE 100.00 GPM. A LA TEMPERATURA DE 100.00 GRADOS FAHRENHEIT. LA COMPOSICION DEL AGUA ES DE 10000.00 PPM. DE H2S Y 7500.00 PPM. DE NH3 QUE SE DESEAN REMOVER RESPECTIVAMENTE EN UN 99.00 Y 95.00 PORCIENTO. LA TEMPERATURA DE LA ALIMENTACION A LA TORRE ES DE 200.00 GRADOS FAHRENHEIT Y LA PRESION MINIMA DEL DOMO DE 19.00 PSIA. LA TORRE TIENE 4. PLATOS TEORICOS CON UNA CAIDA DE PRESION DE 0.50 PSIA. Y UNA EFICIENCIA DEL 50.00 % POR PLATO. LA ALIMENTACION TIENE UN PH= 8.943 LA TORRE TIENE UN TAPQUE DE REFLUJO QUE ESTARA A 17.00 PSIA. EL REFLUJO SALIRA A 200.00 GRADOS FAHRENHEIT

EL BALANCE DE MATERIA EN LOS FONDOS DA:  
 LIQUIDO DE FONDO SALE A 230.47 GRADOS FAHRENHEIT CON PH=10.056

	LT./HR.	LB/CL./HR.	PPM.
H2S	14.65	1.00	332.30
NH3	4.97	0.15	68.64
AGUA CONDENSADA	1711.63	95.01	
AGUA TOTAL	1731.25	3113.92	

VAPOR  
 PRESION PARCIAL  
 PSIA.

H2S	0.06595
NH3	0.01291
AGUA	20.96225
PRESION CALCULADA	21.07112

BALANCE EN EL TAPOTE DE REFLUJO

SALEN DEL TAPOTE:

	VAPOR EN EQUILIBRIO		PRESION PARCIAL PSIA.
	LB./HR.	LRMOL./HR.	
H <sub>2</sub> O	354.30	20.40	3.2308
H <sub>2</sub> S	492.29	14.45	2.2432
VAPOR DE AGUA	1337.16	74.22	11.5260

LIQUIDO EN EQUILIBRIO PH = 9.630

	LB./HR.	LRMOL./HR.	PPH.
H <sub>2</sub> O	100.07	5.88	21461.58
H <sub>2</sub> S	50.23	1.71	12487.87
AGUA CONDENSADA	0.00	0.00	
AGUA TOTAL	4532.34	258.82	

ENTRAN AL TAPOTE:

	VAPOR		PRESION PARCIAL PSIA.
	LB./HR.	LRMOL./HR.	
H <sub>2</sub> O	250.37	26.43	1.3487
H <sub>2</sub> S	500.52	15.15	0.8166
VAPOR DE METANOL	0.00	0.00	16.8348
VAPOR DE ACETALDEHIDO	333.00	333.00	

PLATO NUMERO 1 A LA TEMPERATURA DE 218.94 GRADOS FAHRENHEIT

SALEN DEL PLATO:

	VAPOR EN EQUILIBRIO		
	LB./HR.	LBMOL./HR.	PRESION PARCIAL PSIA.
NH3	454.37	26.68	1.3487
H2S	550.52	16.15	0.8166
VAPOR DE CALENTAMIENTO	0.00	0.00	16.8348
VAPOR DE AGOTAMIENTO	6000.00	333.04	

LIQUIDO EN EQUILIBRIO PH= 9.700

	LB./HR.	LBMOL./HR.	PPM.
NH3	351.44	20.64	6337.36
H2S	102.10	5.34	3283.72
AGUA CONDENSADA	1066.61	59.20	
AGUA TOTAL	55455.39	3078.12	

ENTRAN AL PLATO:

	VAPOR		
	LB./HR.	LBMOL./HR.	PRESION PARCIAL PSIA.
NH3	332.79	19.54	0.9139
H2S	177.13	5.20	0.2431
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1066.61	59.20	18.3431
VAPOR DE AGOTAMIENTO	6000.00	333.04	

LIQUIDO PH= 9.091

	LB./HR.	LBMOL./HR.	PPM.
NH3	473.02	27.75	8696.95
H2S	555.49	16.30	10213.29
AGUA CONDENSADA	0.00	0.00	
AGUA TOTAL	54328.70	3018.92	

PLATO NUMERO 1 A LA TEMPERATURA DE 223.42 GRADOS FAHRENHEIT

SALIR DEL PLATO:

	VALOR EN EQUILIBRIO		
	LB./HR.	LB/100 LB. VAPOR	PRESION PARCIAL PSIA.
NH3	332.79	19.54	0.9139
H2S	177.13	5.20	0.2431
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1066.61	59.20	18.3431
VAPOR DE ACOSTAMIENTO	3000.00	333.04	

LIQUIDO EN EQUILIBRIO PH = 9.890

	LB./HR.	LB/100 LB. VAPOR	PPH.
NH3	204.88	12.03	3677.47
H2S	75.43	2.21	1353.98
AGUA CONDENSADA	258.08	14.32	
AGUA TOTAL	55713.47	3092.44	

ENTRAR AL PLATO:

	VAPOR		
	LB./HR.	LB/100 LB. VAPOR	PRESION PARCIAL PSIA.
NH3	186.24	10.94	0.5213
H2S	70.40	2.07	0.0986
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1324.69	73.53	19.3602
VAPOR DE ACOSTAMIENTO	3000.00	333.04	

LIQUIDO PH = 9.700

	LB./HR.	LB/100 LB. VAPOR	PPH.
NH3	351.44	20.64	6337.36
H2S	102.10	5.34	3283.72
AGUA CONDENSADA	1036.61	59.20	
AGUA TOTAL	55415.39	3078.12	



PLATO NUMERO 2 A LA TEMPERATURA DE 226.34 GRADOS FAHRENHEIT

SALIDA DEL PLATO:

	VAPOR EN EQUILIBRIO		
	LB./HR.	LB.MOL./HR.	PRESION PARCIAL PSIA.
NH3	186.24	10.04	0.5213
H2S	70.46	2.07	0.0986
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1324.69	73.53	19.3802
VAPOR DE ACENTAMIENTO	2000.00	333.04	

LIQUIDO EN EQUILIBRIO PH= 9.972

	LB./HR.	LB.MOL./HR.	PPM.
NH3	169.50	6.43	1959.55
H2S	34.47	1.01	616.84
AGUA CONDENSADA	158.93	9.37	
AGUA TOTAL	5582.30	3101.82	

ENTRADA AL PLATO:

	VAPOR		
	LB./HR.	LB.MOL./HR.	PRESION PARCIAL PSIA.
NH3	90.86	5.34	0.2591
H2S	29.50	0.87	0.0420
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1093.52	62.00	20.1989
VAPOR DE ACENTAMIENTO	2000.00	333.04	

LIQUIDO PH= 9.890

	LB./HR.	LB.MOL./HR.	PPM.
NH3	204.80	12.03	3677.47
H2S	75.43	2.21	1353.98
AGUA CONDENSADA	250.00	14.32	
AGUA TOTAL	5073.47	3092.44	

PLATO NUMERO 4 A LA TEMPERATURA DE 228.54 GRADOS FAHRENHEIT

SALEN DEL PLATO:

	VAPOR EN EQUILIBRIO		
	LB./HR.	LB MOL./HR.	PRESION PARCIAL PSIA.
NH3	90.86	5.34	0.2591
H2S	29.50	0.87	0.0420
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1493.52	82.90	20.1989
VAPOR DE AGOTAMIENTO	6000.00	333.04	

LIQUIDO EN EQUILIBRIO PH=10.011

	LB./HR.	LB MOL./HR.	PPH.
NH3	52.39	3.08	935.44
H2S	15.27	0.45	272.70
AGUA CONDENSADA	128.35	7.12	
AGUA TOTAL	5600.65	3108.94	

ENTRAN AL PLATO:

	VAPOR		
	LB./HR.	LB MOL./HR.	PRESION PARCIAL PSIA.
NH3	31.75	1.98	0.0978
H2S	10.30	0.30	0.0149
VAPOR DE CALENTAMIENTO	1921.87	90.02	20.8872
VAPOR DE AGOTAMIENTO	6000.00	333.04	

LIQUIDO PH= 9.972

	LB./HR.	LB MOL./HR.	PPH.
NH3	109.50	6.43	1959.55
H2S	34.47	1.01	616.84
AGUA CONDENSADA	163.83	9.37	
AGUA TOTAL	5800.30	3101.80	

LIQUIDO DE FUNDOS SALE A 239.33 GRADOS FAHRENHEIT CON PH=10.030

	LB./HR.	LIBRAS./HR.	PPH.
NI3	19.26	1.13	343.62
H2S	5.42	0.16	96.62
AGUA CONDENSADA	104.76	5.81	
AGUA TOTAL	5015.41	3114.75	

B I B L I O G R A F I A.

(1) Van Krevelin, Hoftijzer and Huntjens. "Composition and Vapor Pressures of Aqueous Solutions of Amonia, Carbon Dioxide and Hydrogen Sulfide". Rec. Trav. Chim. Pays-Bas. 68, 191-216 (1949).

(2) Beychok, M.R. "Aqueous Wastes from Petroleum and Petrochemical Plants". p. 3-6, 16, 48-58, 158-198. John Wiley and Sons, New York (1967).

(3) American Petroleum Institute. Publication 927. "Sour Water Stripping Survey Evaluation". June (1973).

(4) Melin, Niedzwiecki and Goldstein. "Computer Improves Sour-Water Stripping". The Oil and Gas Journal. p.96-98, July 28 (1975).

(5) Foroulis Z.A. and Carter N.C. "Refiners Analyze Corrosion in Sour-Water Stripper Unites". The Oil and Gas Journal. p. 82-83, July 28 (1975).

(6) Annessen R.J. and Gould G.D. "Sour-Water Processing Turn Problem Into Payout". Chemical Engineering. p. 67-69, March 22 (1971).

(7) Klett R.J. "Treat Sour-Water for Profit". Hydrocarbon Processing. p. 97-99, October (1972).

(8) Metcalf & Eddy, Inc. "Wastewater Engineering". p. 633-644. McGraw-Hill Book Company (1972).

(9) Carnahan, H.A. Luther, James O. Wilkes. "Applied Numerical Methods". p. 27-34. John Wiley and Sons (1969).

(10) Ronald G. Gantz. "Sour Water Stripper Operations". Hydrocarbon Processing. p. 85-88. May. 1975.

(11) J.F. Grutsch, R.C. Mallatt. "Optimize the effluent system". Hydrocarbon Processing. p. 105-112. March 1976.

(12) Kenneth E. Busch. "Refinery wastewater treatment and reuse". Chemical Engineering. p. 113-118. April 12, 1976.

(13) Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas. 1973.

**APENDICE**

**(TABLAS Y LAMINAS)**

TABLA N 1: FUENTES TIPICAS DE LOS CONDENSADOS AMARGOS.

PROCESO	FUENTE DEL CONDENSADO AMARGO	FUENTE DEL VAPOR ORIGINAL
Destilación del petróleo crudo	Tanque de reflujo de la torre	Vapor de agotamiento, agua en el petróleo
Ruptura pirolítica del petróleo	Tanque de reflujo de la torre	Vapor de agotamiento, vapor de calentamiento
Rompedora de viscosidad del petróleo	Tanque de reflujo de la torre	Vapor de agotamiento, vapor de calentamiento
Destilación al vacío	Tanque del domo de la torre	Vapor de agotamiento, o diluyente, vapor motriz del eyector
Ruptura catalítica del petróleo	Tanque de reflujo de la torre	Vapor de agotamiento, vapor catalizador
Hidrodesulfuración catalítica	Tanque de reflujo de la torre	Vapor de agotamiento
Procesos petroquímicos (ruptura térmica de los hidrocarburos)	Sistemas de enfriamiento y tanques de reflujo de las torres	Vapor diluyente de reacción

TABLA N°2: COMPOSICION TIPICA DE LOS CONDENSADOS AMARGOS.

H2S		NH3		FENOLES		pH	
RANGO	PROM.	RANGO	PROM.	RANGO	PROM.	RANGO	PROM.
275-500	390	100-700	135	-	-	7.5-8.0	7.75
-	1,500	-	1,000	-	100	-	8.00
-	5,000	-	5,000	-	-	-	-
-	7,200	-	5,000	-	-	-	-
-	4,800	-	3,600	-	-	-	8.30
3,000-11,000	7,000	3,500-6,000	4,750	-	-	-	-
7,500-9,000	8,250	6,100-7,000	6,550	700-1,000	900	8.4-8.8	8.60
-	4,000	-	3,000	-	800	-	8.70
1,600-2,500	2,050	2,000-2,300	2,150	-	-	8.5-9.0	8.75
-	8,000	-	5,000	-	-	-	8.50
-	1,876	-	1,480	-	102	9.0-9.5	9.25
-	1,020	-	748	-	220	-	8.50
-	3,000	-	2,400	-	-	-	8.40



TABLA N°3: RESULTADOS DE LAS ECUACIONES (12) Y (13).

<u>A/S</u>	<u>pOH</u>	<u>pH</u>
1.1	5.757	8.243
1.2	5.456	8.544
1.4	5.155	8.845
1.6	4.979	9.021
1.8	4.854	9.146
2.0	4.757	9.243
2.2	4.678	9.322
2.4	4.611	9.389
2.6	4.553	9.447
2.8	4.502	9.498
3.0	4.456	9.544
3.2	4.415	9.585
3.4	4.377	9.663
3.6	4.342	9.658
3.8	4.310	9.690
4.0	4.280	9.720
4.2	4.252	9.748
4.4	4.225	9.775
4.6	4.201	9.799
4.8	4.177	9.823
5.0	4.155	9.845
6.0	4.058	9.942
7.0	3.979	10.021

TABLA N°4: METALURGIA DE AGOTADORES DE VAPOR CON REFLUJO.

TORRE AGOTADORA						
CLAVE	COLUMNA		PLATOS		LINEA DEL DOMO	
	METAL	CORROSION	METAL	CORROSION	METAL	CORROSION
1	A.C.	Sí	3 platos A.I.316L	-	-	-
2	-	No	A.I. 316 A.I. 304	No	-	-
3	A.C.	-	A.I. 410	-	A.C.	-
4	A.C.	No	A.C.	No	-	No
5	A.C.	Moderada	Empaque	-	A.C.	No
6	A.C.	No	Empaque	-	-	-
7	A.C.	No	A.I. 410	No	A.C.	No
8	A.C.	Sí	-	-	Aluminio	No
9	A.C.	No	A.I. 304	No	-	-
10	A.C.	No	Empaque	-	-	-
11	A.C.	Mínima	A.I. 316	Mínima	-	-
12	A.C.	Sí	A.C.	Sí	A.C.	-
13	A.C.	No	Empaque	-	-	-
14	A.C.	Menor	A.C.	Menor	-	-
15	A.C.	-	A.C.	-	A.C.	-
16	A.C.	Menor	A.C.	Menor	A.C.	Menor
17	A.I. 316	Menor	A.I. 316	Menor	-	-
18	A.C.	No	A.C.	No	A.C.	No
19	A.C.	Alguna	Operación muy pobre, la unidad paró			
20	A.C.	Menor	A.C.	Menor	A.C.	Menor
21	A.I. 316	-	A.I. 316	Sí	-	-

A.C. = acero al carbón  
A.I. = acero inoxidable

TABLA N°4: CONTINUACION

CLAVE	INTERCAMBIADOR DE FONDOS CON LA ALIMENTACION				ACUMULADOR DEL DOMO	
	CARCAZA		TUBOS		METAL	CORROSION
	METAL	CORROSION	METAL	CORROSION		
1	-	-	-	-	A.I. 316L	-
2	-	-	-	-	-	-
3	-	-	-	-	A.C.	No
4	A.C.	No	A.C.	No	Aluminio	-
5	-	No	-	No	A.C.	No
6	Intercambiador de calor de la alimentación con el domo				A.C.	No
7	A.C.	No	A.C.	No	A.C.	No
8	-	-	-	-	Aluminio	-
9	-	No	-	No	A.C.	-
10	-	-	-	-	A.C.	No
11	A.C.	-	A.C.	-	A.I. 316	-
12	A.C.	No	A.C.	No	-	-
13	A.C.	No	A.C.	No	-	-
14	-	-	-	-	-	-
15	A.C.	-	A.C.	-	A.C.	-
16	A.C.	Menor	A.C.	Menor	A.C.	Menor
17	-	-	-	-	-	-
18	-	-	-	-	-	-
19	-	-	-	-	-	-
20	-	-	-	-	A.C.	Sí
21	A.C.	Sí	A.C.	Sí exterior	-	-

A.C. = acero al carbón  
A.I. = acero inoxidable

TABLA N°4: CONTINUACION.

CONDENSADOR DEL DOMO DE LA TORRE						
CLAVE	CARCAZA		TUBOS		ESPEJO	
	METAL	CORROSION	METAL	CORROSION	METAL	CORROSION
1	Enfriado con aire	-	A.I. 316	Menor	A.I.316L	Menor
2	-	-	-	-	-	-
3	Enfriado con aire	-	Aleteado A.I. 304	No	-	-
4	Aluminio enfriado con aire	2.5 años de vida	Aluminio aletteado A.I. 304	2.5 años de vida	Aluminio	2.5 años de vida
5	-	-	-	-	-	-
6	A.C. Enfriado con aire	No	A.I. 316	No	-	-
7	-	-	Aluminio	No	-	-
8	Aluminio	2 años de vida	Aluminio	2 años de vida	Aluminio	-
9	-	-	-	-	-	-
10	A.C.	No	A.C.	No	A.C.	No
11	A.C.	Sí	Titanio	-	-	-
12	A.C.	Sí	A.C.	Sí	A.C.	-
13	A.C. Enfriado con aire	Sí	Aluminio	Erosión	- Aletas aluminio	-
14	-	-	Aluminio	Menor	-	-
15	A.C.	-	A.C.	-	A.C.	-
16	A.C.	Menor	Aluminio	2 años de vida	-	-
17	-	-	-	-	-	-
18	Enfriado con aire	-	Aluminio	Sí	-	-
19	A.C. Enfriado con aire	Alguna	A.C.	Alguna	A.C.	Alguna
20	Enfriado con aire	-	Aluminio	Menor	-	-
21	Enfriado con aire	-	A.I. 304	-	-	-

A.C. = acero al carbón  
A.I. = acero inoxidable

TABLA N°5: METALURGIA DE AGOTADORES DE VAPOR SIN REFLUJO.

CLAVE	TORRE AGOTADORA					RECUBRIMIENTO DE LA TORRE
	COLUMNA		PLATOS			
	METAL	CORROSION	METAL	CORROSION		
1	-	Menor	A.I.	Sí	-	
2	A.C.	Menor	A.I. 304	-	-	
3	A.C. A285	Sí	A.I. 316	No	-	
4	A.C.	-	A.C.	-	-	
5	A.C.	Sí	A.C.	Sí	-	
6	A.C.	Menor	Empaque	-	-	
7	A.C.	No	Empaque	-	-	
8	A.C.	No	A.I. 316	No	lin. de concreto	
9	A.C.	-	A.I. 304	-	lin. de concreto	
10	A.C.	No	Empaque	-	-	
11	A.C.	No	Empaque	-	lin. de concreto	
12	A.C.	No	Empaque	-	3in. de cemento	
13	A.C.	No	A.C.	No	-	
14	A.C.	Menor	Empaque	-	-	
15	A.C.	Menor	-	Menor	-	
16	A.C.	Menor	Empaque	-	-	
17	A.C.	No	A.C.	No	-	
18	A.C.	No	A.C.	No	-	
19	A.C.	Sí	A.C.	Sí	-	
20	A.C.	Menor	A.C.	Menor	-	
21	A.C.	Menor	A.I. 410	Menor	-	
22	A.C.	No	A.C.	No	-	
23	A.C.	No	A.C.	No	-	
24	A.C.	-	Empaque Hierro forjado	-	A.I. 410	
25	A.C.	-		Sí	-	

TABLA N°5: CONTINUACION

INTERCAMBIADOR DE FONDOS CON LA ALIMENTACION						
CLAVE	CARCAZA		TUBOS		ESPEJO	
	METAL	CORROSION	METAL	CORROSION	METAL	CORROSION
1	-	No	-	No	-	No
2	A.C.	Menor	A.C.	Menor	A.C.	Menor
3	-	-	-	-	-	-
4	A.C.	-	A.C.	-	A.C.	-
5	A.C.	Sí	A.C.	Sí	A.C.	Sí
6	-	-	-	-	-	-
7	A.C.	No	A.C.	No	A.C.	No
8	A.C.	No	A.C.	No	A.C.	No
9	-	-	-	-	-	-
10	A.C.	No	A.C.	No	A.C.	No
11	-	-	-	-	-	-
12	-	-	-	-	-	-
13	-	No	-	No	-	No
14	-	-	-	-	-	-
15	-	-	-	-	-	-
16	-	Menor	-	Menor	-	Menor
17	A.C.	No	A.C.	No	A.C.	No
18	A.C.	Sí	Monel	No	A.C.	-
19	A.C.	No	A.C.	No	A.C.	No
20	-	-	Admiralty	Alguna	-	-
21	-	-	Admiralty	Alguna	-	-
22	A.C.	No	A.C.	No	A.C.	No
23	-	-	-	-	-	-
		-	-	-	-	-
		-	A.C.	-	A.C.	-

TABLA N°6: RESULTADOS DE LAS ECUACIONES (14) Y (15).

RESULTADOS DEL METODO GRAFICO DE BEYCHOK			RESULTADO DE LAS ECUACIONES (14) Y (15)		
PPM.	PRESION PARCIAL PSIA.		PPM.	PRESION PARCIAL PSIA.	
A T=200.00°F					
NH3 4,900.	1.02		NH3 4,900.29	1.0354	
H2S 2,680.	0.75		H2S 2,723.16	0.7378	
A T=224.00°F					
NH3 2,850.	0.740		NH3 2,971.21	0.7482	
H2S 1,100.	0.211		H2S 1,121.75	0.2096	
A T=226.00°F					
NH3 1,600.	0.430		NH3 1,629.97	0.4332	
H2S 516.	0.085		H2S 526.19	0.0857	
A T=228.00°F					
NH3 770.	0.224		NH3 816.91	0.2251	
H2S 237.	0.038		H2S 243.41	0.0379	
A T=230.00°F					
NH3 265.	0.077		NH3 276.81	0.0773	
H2S 76.	0.013		H2S 81.83	0.0130	
A T=225.00°F					
NH3 3,300.	0.870		NH3 3,672.11	0.8814	
H2S 1,220.	0.230		H2S 1,371.61	0.2281	
A T=226.00°F					
NH3 1,950.	0.518		NH3 1,982.06	0.5224	
H2S 620.	0.098		H2S 628.55	0.0976	
A T=228.00°F					
NH3 1,000.	0.290		NH3 1,082.08	0.2917	
H2S 300.	0.047		H2S 319.67	0.0469	
A T=230.00°F					
NH3 425.	0.123		NH3 444.94	0.1235	
H2S 121.	0.0186		H2S 126.23	0.0186	

TABLA N°7: RESULTADOS DE LA REGRESION POLINOMIAL PARA LAS  
CONSTANTES a Y H<sub>0</sub> COMO FUNCION DE LA TEMPERATURA (°C).

$$a = A + BxT - CxT^2$$

<u>TEMPERATURA</u>	<u>a = f(T)</u>	<u>a REAL</u>
20.00	1.206187	1.20
40.00	1.700737	1.70
60.00	2.167850	2.20
80.00	2.607525	2.62
100.00	3.019762	3.00
120.00	3.404559	3.38
140.00	3.761919	3.72
160.00	4.091842	4.10
180.00	4.394325	4.40
200.00	4.669371	4.70

$$H_0 = A - BxT + CxT^2 + DxT^3 - ExT^4 + FxT^5 - GxT^6$$

<u>TEMPERATURA</u>	<u>H<sub>0</sub> = f(T)</u>	<u>H<sub>0</sub> REAL</u>
20.00	0.100006	0.100
40.00	0.039917	0.040
55.00	0.020439	0.020
64.00	0.014367	0.015
74.00	0.010122	0.010
80.00	0.008285	0.008
90.00	0.005948	0.006
104.00	0.003932	0.004
114.00	0.003127	0.003
120.00	0.002447	0.0025



TABLA N°8: RESULTADOS DE LA SUBROUTINA DE INTERPOLACION DE LAGRANGE.

a) TEMPERATURA (°F) EN FUNCION DE LA PRESION (PSIA.).

CLAVE						
I	X(I)	Y(I)	$\bar{x}$	d	MIN	$\underline{Y}(\bar{x})$
1	0.94924	100.00	1.996	2	3	125.93889
2	1.27500	110.00	1.996	2	2	126.08674
3	1.69270	120.00	1.996	4	3	125.98770
4	2.22300	130.00	1.996	4	2	126.00770
5	2.88920	140.00	3.365	2	5	145.94904
6	3.71840	150.00	3.365	2	4	146.07339
7	4.74140	160.00	3.365	4	5	146.50846
8	5.49260	170.00	3.365	4	4	146.09343
9	7.51100	180.00	20.015	2	12	227.77592
10	9.34000	190.00	20.015	2	11	228.27502
11	11.52600	200.00	20.015	4	12	227.93277
12	17.18600	220.00	20.015	4	11	228.05119
13	24.96800	240.00	30.882	2	13	251.81930
14	35.42700	260.00	30.882	2	12	252.27823
15	49.20000	280.00	30.882	4	13	251.95307
16	67.00500	300.00	30.882	4	12	252.03731
17	89.64300	320.00	63.084	2	15	295.91842
18	117.99200	340.00	63.084	2	14	296.16252
19	153.01000	360.00	63.084	4	15	295.98461
20	247.25900	400.00	63.084	4	14	296.01511

b) PRESION (PSIA.) EN FUNCION DE LA TEMPERATURA (°F).

CLAVE						
I	X(I)	Y(I)	$\bar{x}$	d	MIN	$\underline{Y}(\bar{x})$
1	100.00	0.94924	210.00	4	11	14.12223
2	110.00	1.27500	210.00	4	10	14.12234
3	120.00	1.69270	212.00	4	10	14.69578
4	130.00	2.22300	212.00	4	11	14.69568
5	140.00	2.88920	230.00	4	12	20.77902
6	150.00	3.71840	230.00	4	11	20.77898
7	160.00	4.74140	250.00	4	13	29.82488
8	170.00	5.99260	250.00	4	12	29.82496
9	180.00	7.51100				
10	190.00	9.34000				
11	200.00	11.52600				
12	220.00	17.18600				
13	240.00	24.96800				
14	260.00	35.42700				
15	280.00	49.20000				
16	300.00	67.00500				
17	320.00	89.64300				
18	340.00	117.99200				
19	360.00	153.01000				
20	400.00	247.25900				

TABLA N°8: CONTINUACION.

c) DENSIDAD (LB./FT<sup>3</sup>) EN FUNCION DE LA TEMPERATURA (°F).

CLAVE						
I	X(I)	Y(I)	$\bar{x}$	d	MIN	$\bar{Y}(\bar{x})$
1	32.00	62.420	210.00	4	15	59.877
2	40.00	62.420	210.00	4	14	59.884
3	60.00	62.340	170.00	2	13	60.790
4	70.00	62.270	170.00	2	12	60.800
5	80.00	62.110	170.00	3	13	60.786
6	90.00	62.100	170.00	3	12	60.796
7	100.00	62.000	170.00	4	12	60.793
8	110.00	61.840	170.00	4	13	60.783
9	120.00	61.730				
10	130.00	61.540				
11	140.00	61.370				
12	150.00	61.200				
13	160.00	61.010				
14	180.00	60.570				
15	200.00	60.130				
16	220.00	59.630				
17	240.00	59.100				
18	260.00	58.510				
19	280.00	57.940				
20	300.00	57.310				

d) CALOR LATENTE (BTU./LB.H<sub>2</sub>O) EN FUNCION DE LA TEMPERATURA (°F).

CLAVE						
I	X(I)	Y(I)	$\bar{x}$	d	MIN	$\bar{Y}(\bar{x})$
1	70.00	1054.050	85.00	4	1	1045.574
2	80.00	1048.360	154.00	2	9	1005.798
3	90.00	1042.780	154.00	2	8	1005.673
4	100.00	1037.100	154.00	3	9	1005.803
5	110.00	1031.320	154.00	3	8	1005.731
6	120.00	1025.630	154.00	4	9	1005.810
7	130.00	1019.840	154.00	4	8	1005.757
8	140.00	1015.000	210.00	2	14	971.575
9	150.00	1008.150	210.00	2	13	971.613
10	160.00	1002.240	210.00	3	13	971.598
11	170.00	996.230	210.00	3	14	971.562
12	180.00	990.200	210.00	4	14	971.554
13	190.00	984.060	210.00	4	13	971.587
14	200.00	977.910	212.00	4	13	970.310
15	220.00	965.170				
16	240.00	952.150				
17	260.00	938.640				
18	280.00	924.630				
19	300.00	910.000				
20	320.00	894.800				

TABLA No. 9

CLASIFICACION DE LAS AGUAS DE LOS CUERPOS RECEPTORES SUPERFICIALES EN FUNCION DE SUS USOS Y CARACTERISTICAS DE CALIDAD.

Clase	Uso	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)	(12)
		pH	Temperatura (°C)	D.O. (mg/l)	Bacterias Coliformes NMP (Organismos/100 ml)	Alcalies y Grasas (mg/l)	Sólidos Disueltos (mg/l)	Turbiedad (U.T.J.)	Color (Escala Platino Cobalto)	Olor y Sabor	Nutrientes: Nitrógeno y fósforo	Materia Flotante	Substancias Tóxicas.
				Límite Mínimo	Límite Máximo	Límite Máximo	Límite Máximo	Límite Máximo	Límite Máximo	Límite Máximo	Límite Máximo		
DA	Abastecimiento para sistemas de agua potable e industria alimenticia con desinfección única o doble. Recreación (con contacto primario) y fresas para los usos DI, DII y DIII.	6.5 a 8.5	C.N. más 2.5 (a)	4.0	200 fecales (b)	0.76	No mayor de 1000	10	20	Ausente	(C)	Ausente	(d)
DI	Abastecimiento de agua potable con tratamiento convencional (coagulación, sedimentación, filtración y desinfección) e industrial.	6.0 a 9.0	C.N. más 2.5 (a)	4.0	1000 fecales (a)	1.0	No mayor de 1000	C.N.	(f)	(a)	(c)	Ausente	(d)
DII	Agua adecuada para uso recreativo, conservación de flora, fauna y usos industriales.	6.0 a 9.0	C.N. más 2.5 (a)	4.0	10,000 Coliformes totales como promedio mensual ningún valor mayor de 20,000 (h)	Ausencia de heces	No mayor de 2000	C.N.	C.N.	C.N.	(c)	Ausente	(d)
DIII	Agua para uso agrícola e industrial.	6.0 a 9.0	C.N. más 2.5	3.2	1000 (j) y libre para los demás cultivos	Ausencia de heces y la visible	(i)	C.N.	C.N. más 10		(c)	Ausente	(d)

Clase	Uso	(1) pH	(2) Temperatura (°C)	(3) O.D. (mg/l)	(4) Bacterias Coliformas NMP (Organismos/ 100 ml)	(5) Aceites y Grasas (mg/l)	(6) Sólidos Disueltos (mg/l)	(7) Turbiedad (U.T.J.)	(8) Color (Escala Platino Cobalto)	(9) Olor y Sabor	(10) Nutrientes: Nitrógeno y Fósforo	(11) Materia Flotante	(12) Substan- cias Tóxi- cas.
				Límite Mínimo	Límite Máximo	Límite Máximo	Límite Máximo	Límite Máximo	Límite Máximo	Límite Máximo	Límite Máximo		
DIV	Agua para uso industrial (excepto procesamiento de alimentos.)	5.0 o 9.5	3.2										(4)

pH - Potencial hidrógeno  
 D.D. - Oxígeno disuelto  
 N.M.P. - Número más probable

U.T.J. - Unidades de Turbiedad Jackson  
 mg/l - Milligramos por litro

C.N. - Condiciones naturales  
 °C - Grados centígrados

ANEXO DE LA TABLA No. 9

- a).- Máximo 30°C excepto cuando sea causada por condiciones naturales

Medida en la superficie fuera de la zona de mezclado.

- b).- Este límite, en no más del 10% del total de las muestras mensuales (5 mínimo), podrá ser mayor a 2000 coliformes fecales.

- c).- No deben existir en cantidades tales que provoquen una hiperfertilización.

- d).- El criterio con respecto a sustancias tóxicas es el siguiente:

Ninguna sustancia tóxica sola o en combinación con otras estará presente en concentraciones tales que con viertan el agua del cuerpo receptor en inadecuada para el uso específico a que se destinen.

La tabla No. 3 resume algunas de las sustancias tóxicas que de acuerdo con la información disponible se encuentran bajo reglamentación y estudio en varias partes del mundo.

Los valores de las sustancias de esta tabla no son limitativos y están sujetos a modificación de acuerdo con el futuro avance tecnológico.

- e).- Este límite, en no más del 10% del total de las muestras mensuales (5 como mínimo), podrá ser mayor a 2,000 coliformes fecales.

- f).- No será permitido color artificial que no sea coagulable por tratamiento convencional.

- g).- Removible por tratamiento convencional.

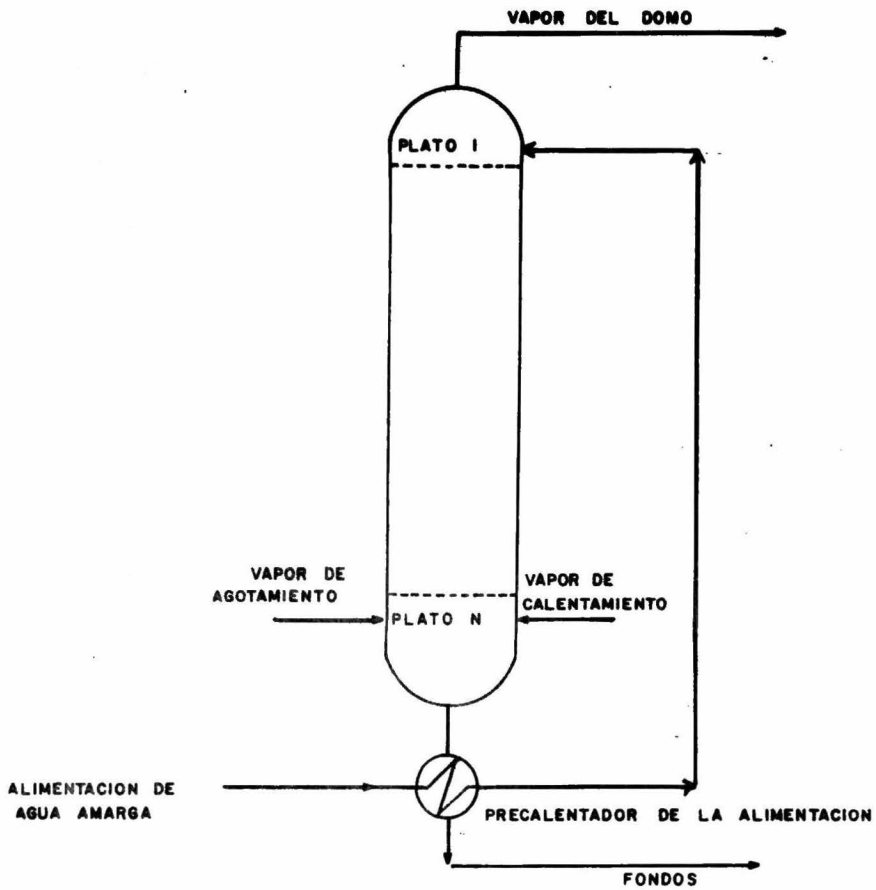
- h).- 2,000 coliformes fecales como promedio mensual, ningún valor mayor de 4,000.

- i).- Conductividad no mayor de 2,000 umohs/cm. Si el valor de RAS es mayor de 6, la Secretaría de Recursos Hidráulicos fijara el valor definitivo.

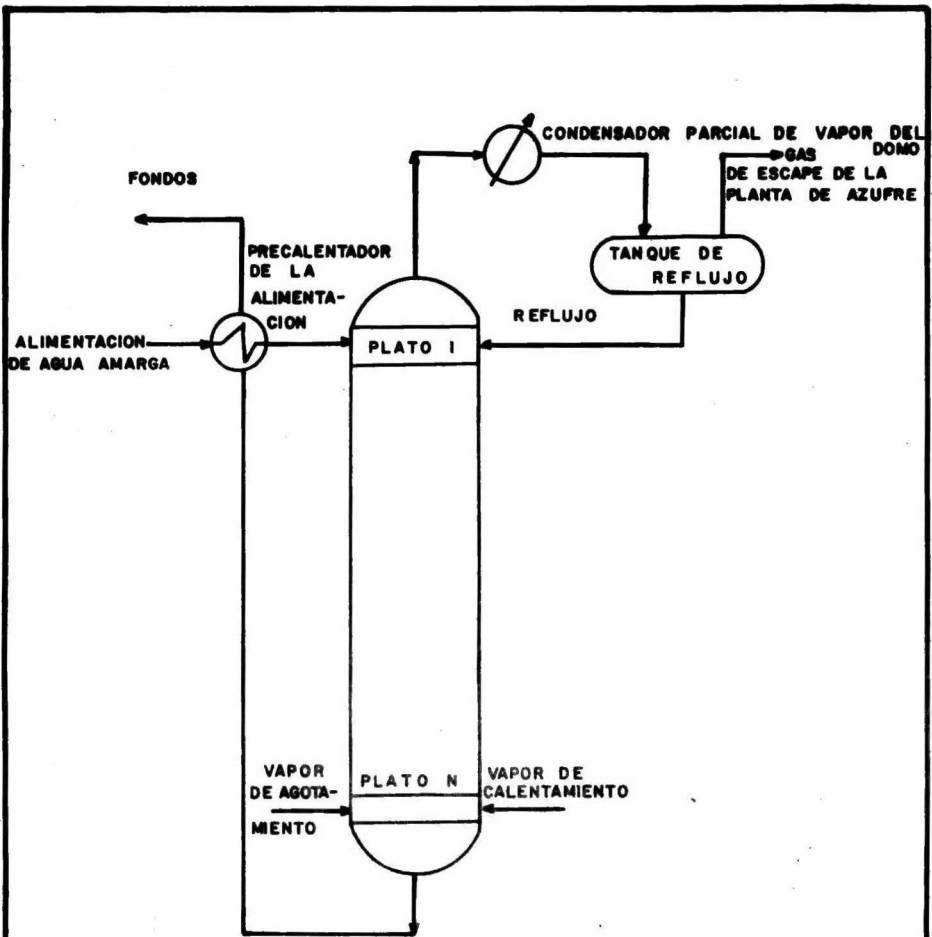
RAS igual a relación de absorción de sodio.

• Boro 0.4 mg/l. Para valores superiores, la autoridad competente fijará el valor definitivo.

j).- Para riego de legumbres que se consuman sin hervir o -  
frutas que tengan contacto con el suelo.

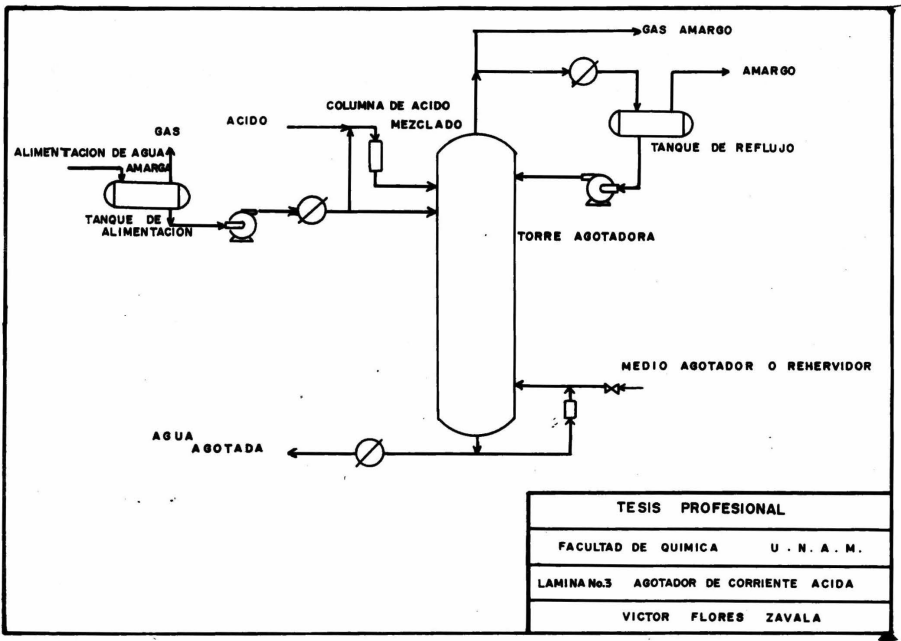


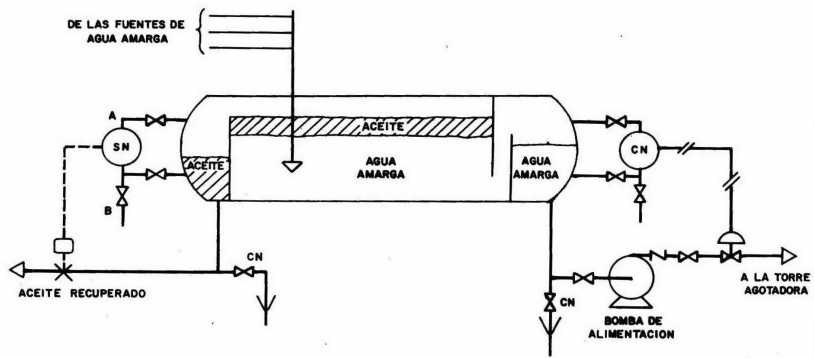
TESIS PROFESIONAL	
FACULTAD DE QUIMICA	U. N. A. M.
TORRE AGOTADORA DE AGUA AMARGA SIN REFLUJO	
LAMINA No. 1	
VICTOR FLORES ZAVALA	



<b>TESIS PROFESIONAL</b>	
FACULTAD DE QUIMICA	U. N. A. M.
TORRE AGOTADORA DE AGUA	
LAMINA No.2 <b>AMARGA CON REFLUJO</b>	
VICTOR FLORES ZAVALA	

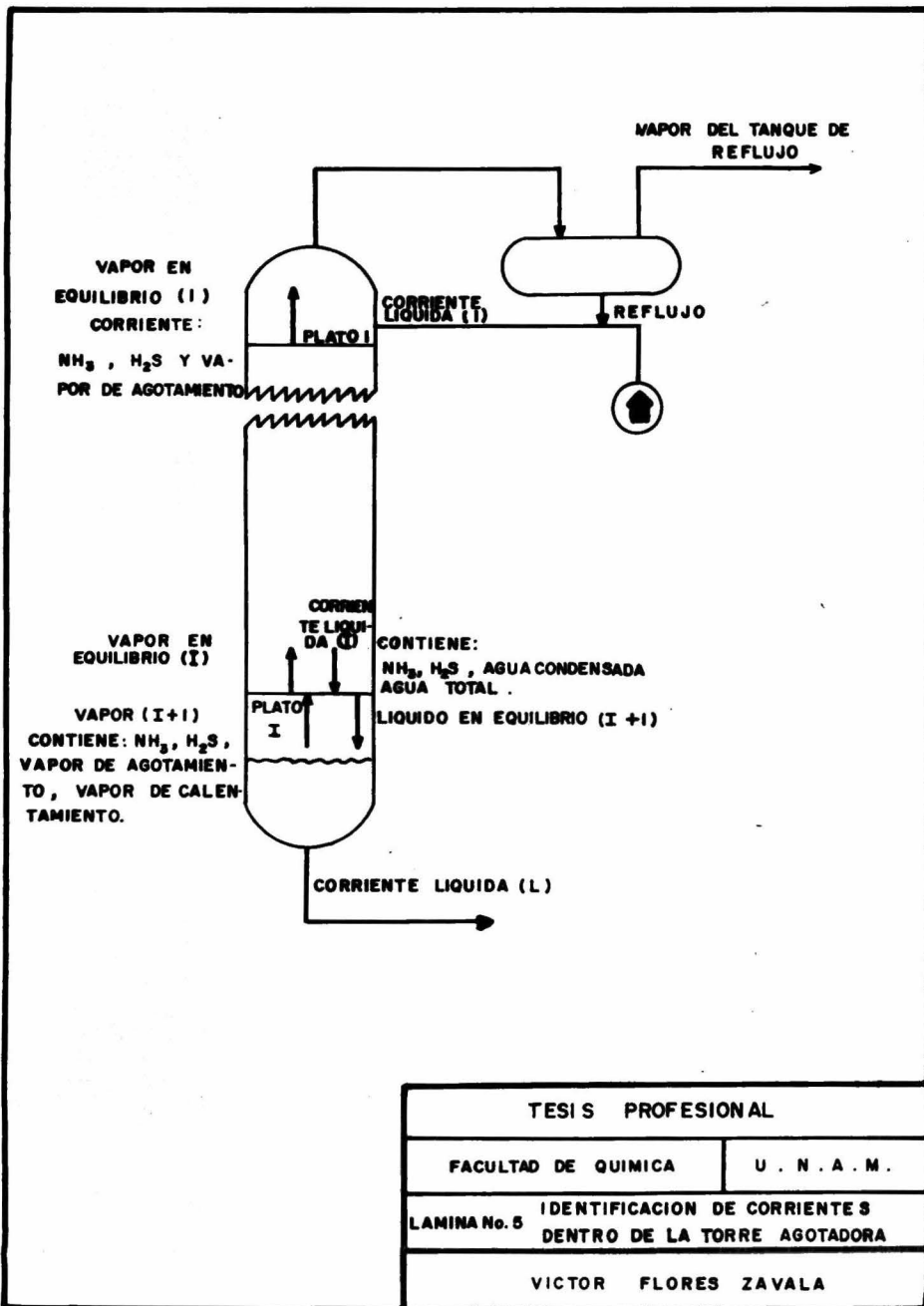






CN- CONTROL DE NIVEL  
 SN- SWITSCH DE NIVEL  
 A - ALTO  
 B - BAJO

TESIS PROFESIONAL	
FACULTAD DE QUIMICA	U. N. A. M.
LAMINA No.4	TANQUE DE ALIMENTACION
VICTOR FLORES ZAVALA	



TESIS PROFESIONAL

FACULTAD DE QUIMICA

U. N. A. M.

LAMINA No. 5 IDENTIFICACION DE CORRIENTES  
DENTRO DE LA TORRE AGOTADORA

VICTOR FLORES ZAVALA

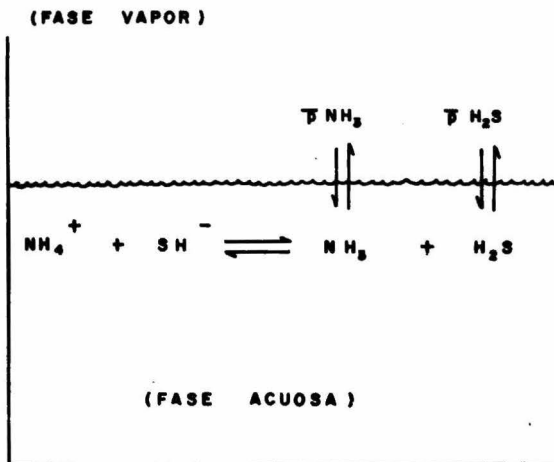


Fig 6.

<b>TESIS PROFESIONAL</b>	
FACULTAD DE QUIMICA	U. N. A. M.
LAMINA No. 6      EQUILIBRIO TOTAL DE LOS CONDENSADOS AMARGOS	
VICTOR FLORES ZAVALA	

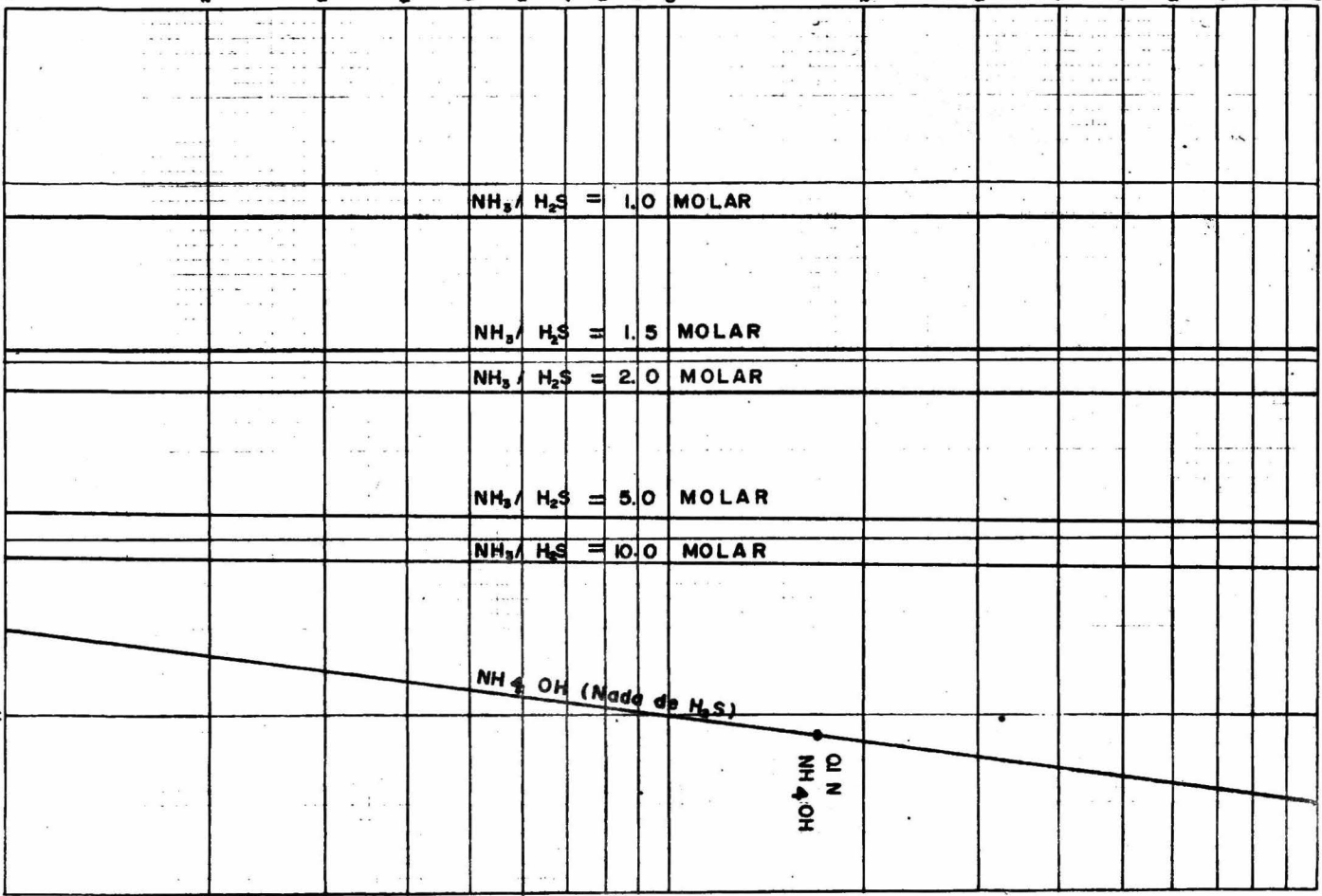
ppm. de  $\text{NH}_3$  en solución acuosa

10000

1000

100

pH de la solución acuosa



$\text{NH}_3/\text{H}_2\text{S} = 1.0$  MOLAR

$\text{NH}_3/\text{H}_2\text{S} = 1.5$  MOLAR

$\text{NH}_3/\text{H}_2\text{S} = 2.0$  MOLAR

$\text{NH}_3/\text{H}_2\text{S} = 5.0$  MOLAR

$\text{NH}_3/\text{H}_2\text{S} = 10.0$  MOLAR

$\text{NH}_4\text{OH}$  (Nada de  $\text{H}_2\text{S}$ )

$\text{NH}_4\text{OH}$